

EUR 4420 d

KOMMISSION DER EUROPÄISCHEN GEMEINSCHAFTEN

**STUDIE ZUR VERWENDUNG VON
ENERGIE AUS HOCHTEMPERATURREAKTOREN
BEI DER EISENERZREDUKTION**

LIBRARY

1970



Bericht abgefasst von

**Prof. H. Schenck und Prof. W. Wenzel der TH Aachen (Deutschland)
der Firma Brown-Boveri/Krupp Reaktorbau GmbH, Düsseldorf (Deutschland)
der Centro Sperimentale Metallurgico - CSM, Rom (Italien)
der Società Italiana SpA - SII, Genua (Italien)**

und

der Société pour l'Industrie Atomique - SOCIA, Paris (Frankreich)

Euratom Vertrag Nr. 042-68-3 ECIC

HINWEIS

Das vorliegende Dokument ist im Rahmen des Forschungsprogramms der Kommission der Europäischen Gemeinschaften ausgearbeitet worden.

Es wird darauf hingewiesen, daß die Kommission der Europäischen Gemeinschaften, ihre Vertragspartner und die in deren Namen handelnden Personen :

keine Gewähr dafür übernehmen, daß die in diesem Dokument enthaltenen Informationen richtig und vollständig sind, oder daß die Verwendung der in diesem Dokument enthaltenen Informationen, oder der in diesem Dokument beschriebenen technischen Anordnungen, Methoden und Verfahren nicht gegen gewerbliche Schutzrechte verstößt;

keine Haftung für die Schäden übernehmen, die infolge der Verwendung der in diesem Dokument enthaltenen Informationen, oder der in diesem Dokument beschriebenen technischen Anordnungen, Methoden oder Verfahren entstehen könnten.

Dieser Bericht wird in den auf der vierten Umschlagseite genannten Vertriebsstellen

zum Preise von DM 21,30	FF 32,25	FB 290,—	Lit. 3 620	Fl. 21,—
-------------------------	----------	----------	------------	----------

verkauft.

Es wird gebeten, bei Bestellungen die EUR-Nummer und den Titel anzugeben, die auf dem Umschlag jedes Berichts aufgeführt sind.

Gedruckt von Guyot, s.a. - Brüssel
Luxemburg, Mai 1970

Das vorliegende Dokument wurde an Hand des besten Abdruckes vervielfältigt, der zur Verfügung stand.

EUR 4420 d

KOMMISSION DER EUROPÄISCHEN GEMEINSCHAFTEN

STUDIE ZUR VERWENDUNG VON ENERGIE AUS HOCHTEMPERATURREAKTOREN BEI DER EISENERZREDUKTION

EUR 4420 d

STUDY ON THE USE OF ENERGY SUPPLIED BY HIGH-TEMPERATURE REACTORS FOR THE REDUCTION OF IRON ORE

Commission of the European Communities
Report prepared by Prof. H. Schenck and Prof. W. Wenzel, TH Aachen
(Germany)

Brown-Boveri/Krupp Reaktorbau GmbH, Düsseldorf (Germany)

Centro Sperimentale Metallurgico - CSM, Rome (Italy)

Società Italiana SpA - SII, Genova (Italy), and

Société pour l'Industrie Atomique - SOCIA, Paris (France)

Euratom Contract No. 042-68-3 ECIC

Luxembourg, May 1970 - 198 Pages - 34 Figures - FB 290

The present study relates to the application of nuclear-produced energy to the iron and steel industry. Two processes for the direct reduction of iron ores were decided on for such an application. In the first the reduction is carried out with a reducing gas obtained from methane (at a temperature of 800 °C), whereas in the second a gas obtained from fossil fuels is used (at a temperature

EUR 4420 d

STUDY ON THE USE OF ENERGY SUPPLIED BY HIGH-TEMPERATURE REACTORS FOR THE REDUCTION OF IRON ORE

Commission of the European Communities
Report prepared by Prof. H. Schenck and Prof. W. Wenzel, TH Aachen
(Germany)

Brown-Boveri/Krupp Reaktorbau GmbH, Düsseldorf (Germany)

Centro Sperimentale Metallurgico - CSM, Rome (Italy)

Società Italiana SpA - SII, Genova (Italy), and

Société pour l'Industrie Atomique - SOCIA, Paris (France)

Euratom Contract No. 042-68-3 ECIC

Luxembourg, May 1970 - 198 Pages - 34 Figures - FB 290

The present study relates to the application of nuclear-produced energy to the iron and steel industry. Two processes for the direct reduction of iron ores were decided on for such an application. In the first the reduction is carried out with a reducing gas obtained from methane (at a temperature of 800 °C), whereas in the second a gas obtained from fossil fuels is used (at a temperature

nd)

schland)

ch)

ZUSAMMENFASSUNG

In dieser Studie wird die Einsatzmöglichkeit nuklear erzeugter Wärme in der eisenhüttenmännischen Verfahrenstechnik untersucht. Dazu werden zwei Direktreduktionsverfahren für Eisenerze ins Auge gefasst. Beide Verfahren arbeiten mit gasförmigen Reduktionsmitteln, wobei das Reduktionsgas bei dem einen Verfahren von Methan ausgehend (800 °C), bei dem anderen von fossilen Brennstoffen (1.150 °C) ausgehend erzeugt wird. Sowohl die zur Erzeugung des Reduktionsgases notwendige Wärme als auch die zum Einschmelzen des Eisenschwammes im Lichtbogenofen und die zur Weiterverarbeitung des Stahls notwendige elektrische Energie werden von einem heliumgekühlten Hochtemperaturreaktor zur Verfügung gestellt. Die vorgesehene Produktionskapazität beläuft sich auf 3,6 Mio t/a Rohstahl. Der Kernreaktor, der Wärmeaustauscher sowie die Technologie des Reduktionsverfahrens werden beschrieben. Schliesslich werden die Kosten für die Produktion von Flüssigstahl nach den in der Studie beschriebenen Verfahren und den herkömmlichen hüttenmännischen Verfahren: Hochofen / LD-Stahlwerk einerseits und Eisenschwamm (Drehrohrföfen) / Lichtbogenofen andererseits miteinander verglichen.

SCHLAGWORTER

HEAT
ENERGY
METALLURGY
REDUCTION
IRON

ORES
METHANE
FOSSIL FUELS
STEEL

Gliederung

		<u>Seite</u>
1.	Vorbemerkungen	1
1.1	Einleitung	1
1.2	Aufgabenstellung und Voraussetzungen der Studie	3
1.3	Organisation der Studiengruppe	5
2.	Grundlagen eines Hochtemperaturreaktors für metallurgische Prozeßwärme	7
2.1	Gründe, die zur Wahl des Kugelhaufenreaktors geführt haben	7
2.2	Fließschema der gesamten Anlage	9
2.2.1	Erdgasprozeß	10
2.2.1.1	Energiebedarf des Reduktionsprozesses	10
2.2.1.2	Stromerzeugungsanlage	11
2.2.2	Kohleprozeß	12
2.2.2.1	Energiebedarf des Reduktionsprozesses	12
2.2.2.2	Stromerzeugungsanlage	13
2.3	Coreauslegung	14
2.3.1	Coredaten	14
2.3.2	Brennstoffzyklus	15
2.3.3	Graphit- und Brennelemente	15
2.3.4	Graphiteinbauten	17
2.3.5	Metallische Einbauten	19
2.4	Primärgasaktivität	20
2.5	Reaktorbehälter	21
2.5.1	Offene Probleme	24
2.6	Abschaltanlage	26
2.6.1	Aufgabenstellung	26
2.6.2	Absorberstab und Steuerschema	26
2.7	Beschickungsanlage	29
2.7.1	Aufgabenstellung	29
2.7.2	Auslegungsdaten	29
2.7.3	Ausführung des Beschickungskreislaufes	31
2.8	Heliumkreisläufe	35
2.8.1	Erdgasprozeß	35
2.8.1.1	Gasreinigungsanlage	35
2.8.1.2	Reingassystem	38
2.8.1.3	Gasanalyse	39

	<u>Seite</u>
2.8.1.4	Versorgungs- und Entlastungssystem 40
2.8.1.5	Hilfsanlagen 41
2.8.2	Kohleprozeß 41
2.8.2.1	Gasreinigungsanlage 41
2.8.2.2	Reingasssystem 44
2.8.2.3	Gasanalyse 44
2.8.2.4	Versorgungs- und Entlastungssystem 45
2.8.2.5	Hilfsanlagen 45
2.9	Sicherheitsbetrachtungen 45
2.9.1	Die inhärente Sicherheit 47
2.9.2	Strahlenbelastung im Normalbetrieb 48
2.9.3	Störfallbetrachtungen 48
2.10	Kostenschätzung 51
2.10.1	Kostenschätzung der Reaktoranlage 51
2.10.2	Kostenschätzung der Stromerzeugungsanlage 52
2.11	Kosten der thermischen Energie 53
2.11.1	Brennstoffkosten 53
2.11.2	Betriebskosten 53
2.11.3	Abschreibungskosten 53
2.11.4	Gesamtkosten der thermischen Energie 53
2.12	Kosten der elektrischen Energie 56
3.	Berechnung und Dimensionierung von Wärme- tauschern 73
3.1	Die Wärmeübertragung an den Methanprozeß 73
3.1.1	Grundlagen 73
3.1.2	Zusammenstellung des Bedarfs an thermi- scher und elektrischer Energie 73
3.1.3	Thermische Leistung des Reaktors 75
3.1.4	Bestimmung der Heliummengen 75
3.1.5	Bestimmung der Temperaturabnahme des Heliums in einem Aggregat 76
3.1.6	Angliederung der siderurgischen Anlage 76
3.1.7	Wahl des inneren Durchmessers der Rohrlei- tungen 77
3.1.8	Auslegung der Wärmetauscher für den siderurgischen Prozeß 78
3.1.8.1	Wärmetauscher E-8 78
3.1.8.2	Wärmetauscher E-9 80
3.1.9	Materialien und Technologie 83

	<u>Seite</u>
3.1.10 Offene Probleme	83
3.2 Die Wärmeübertragung an den Feststoff- Reduktionsprozeß	83
3.2.1 Einführung	83
3.2.2 Allgemeine Betriebsbedingungen des Wärmetauschers	84
3.2.2.1 Betriebsdaten	84
3.2.3 Auslegung des Wärmetauschers	85
3.2.3.1 Wahl des Materials	85
3.2.3.2 Grundeinheit	85
3.2.3.3 Aufbau des Tauschers	85
3.2.4 Berechnung der Parameter	86
3.2.4.1 Ziel	86
3.2.4.2 Methode	86
3.2.4.3 Resultate	86
3.2.5 Schlußfolgerungen: Wahl des Rohres und Dimensionierung des Austauschers	91
3.2.6 Offene Probleme	92
4. Der nuklear-industrielle Prozeß	110
4.1 Eisengewinnung mit Kernreaktorwärme und Methan als Reduktionsmittel	110
4.1.1 Verfahrensschema der Eisenschwammerzeugung	110
4.1.2 Auslegung der Wärmetauscher und Schwerpunkte der Planung	111
4.1.3 Anlagekosten	114
4.1.4 Verbrauchszahlen	116
4.1.5 Vergleich der Kosten	117
4.1.6 Schematische Anordnung der Gesamtanlage	119
4.2 Eisengewinnung mit Kernreaktorwärme und festen Reduktionsmitteln	126
4.2.1 Wärmeübertragung vom Reaktor an das Reduk- tionsmittel	126
4.2.1.1 Wärmeübertragung vom Reaktorkühlmittel an flüssiges Blei	130
4.2.2 Die Bleiregenerierung	133
4.2.3 Der Reduktionsprozeß mit Kernreaktorwärme beim Einsatz fester Reduktionsmittel	133
4.2.3.1 Maßnahmen zur Erzielung einer wirtschaft- lichen Reaktionsraumausnutzung	133
4.2.3.2 Wahl des speziellen Reduktionsverfahrens	135

	<u>Seite</u>
4.2.3.3 Einsatzstoffe	136
4.2.3.4 Durchführung des Verfahrens	137
4.2.3.5 Erzeugtes Produkt und Weiterverarbeitung	139
4.2.3.6 Heißtransport und Heißtrennung	140
4.2.3.7 Heißeinsatz in den Elektroschmelzofen	141
4.2.3.8 Bleirückgewinnung	142
4.2.4 Schematische Anordnung der Gesamtanlage	142
5. Abschätzung der mit den verschiedenen Verfahren erzielbaren Wirtschaftlichkeit	152
5.1 Wirtschaftlichkeitsvergleich des Methan-Reduktionsverfahrens mit einem konventionellen Hüttenwerk	152
5.1.1 Voraussetzungen	152
5.1.2 Erzeugungskosten beim Hochofen-LD-Verfahren	153
5.1.3 Erzeugungskosten beim Direktreduktions-/Elektroofen-Verfahren	154
5.1.4 Vergleich der Erzeugungskosten der beiden Verfahren	155
5.1.5 Stoffmengen	156
5.1.6 Gesamtverbrauch an elektrischer Energie	157
5.1.7 Schlußfolgerungen	157
5.1.8 Abnehmer für die überschüssige elektrische Leistung	158
5.2 Wirtschaftlichkeitsvergleich des Kohlenstoff-Reduktionsverfahrens mit einem konventionellen Hüttenwerk	175
5.2.1 Mögliche Verbesserung des Verfahrens	176
5.3 Wirtschaftlichkeitsvergleich auf der Basis konventioneller Eisenschwammverfahren	186
6. Folgerungen aus den ermittelten Ergebnissen	189

1. Vorbemerkungen *)

1.1 Einleitung

Die vergangenen Jahre standen im Zeichen einer nachhaltigen Verminderung der Atomstromerzeugungskosten, während die Leistung je Kraftwerkseinheit ständig erhöht wurde. Begreiflicherweise befassen sich Industriezweige mit so hohem Energieverbrauch wie die Hüttenindustrie daher mit den Vorteilen, die sie aus dieser neuen Energieform ziehen können. Angesichts dieser Entwicklung hat die Kommission der Europäischen Gemeinschaften eine Sachverständigengruppe mit einer technisch-wirtschaftlichen Untersuchung beauftragt, deren Ergebnis dieser Bericht ist.

Die Umwandlung von Eisenerz in Rohstahl vollzieht sich in drei Hauptstufen: Reduktion von Eisenoxid zu Eisen, Einschmelzen des Eisens, wobei im Verlauf dieser Verfahrensstufe die Gangart des Erzes vom Eisen abgetrennt wird und schließlich die Entfernung der beim Schmelzen in das Eisen hineingeratenen löslichen Verunreinigungen. Für die ersten beiden Stufen stehen zwei Verfahren zur Verfügung: einerseits der Hochofenprozeß, der bisher praktisch als einziges Verfahren im großtechnischen Maßstab angewandt wird, andererseits die sogenannte direkte Reduktion mit nachfolgendem, meist elektrischem Schmelzprozeß.

Beim herkömmlichen Hochofenprozeß dient Koks gleichzeitig als Wärmequelle und als Reduktionsmittel. Die direkte Reduktion gestattet den Verzicht auf Koks, der ein teurer Brennstoff ist, zugunsten von billigeren Reduktionsmitteln wie Erdgas, Öl und Kohle und kommt mit weniger hohen Temperaturen aus, da während des Reduktionsprozesses die Schmelztemperatur des Eisens nicht erreicht zu werden braucht.

*) Manuskript erhalten am 1. Juli 1969

Als einer der besonderen Vorzüge des letztgenannten Verfahrens kann zur Aufbringung des Wärmebedarfs, auf die beim Hochofen etwa zwei Drittel des verbrauchten Kokes entfallen, in bestimmtem Umfang eine kostengünstigere Energie - z.B. Kernenergie - verwendet werden. Wegen der Temperaturerfordernisse kommt für diesen Zweck praktisch nur ein mit Helium gekühlter Hochtemperaturreaktor in Betracht.

Bei den Verfahren der direkten Reduktion wird das Eisenerz in Eisenschwamm umgewandelt, der nur einen geringen Gehalt an Kohlenstoff enthält im Gegensatz zu dem gewöhnlich im Hochofen gewonnenen Roheisen. Auch bestehen Möglichkeiten, niedrigere Schwefelgehalte zu erzielen.

Im Rahmen der Studie wurde davon ausgegangen, daß das Einschmelzen und ggf. die Abtrennung der im Eisen enthaltenen löslichen Verunreinigungen im Elektroofen vorgenommen wird. Der Energiebedarf dieser Öfen wird durch eine Stromerzeugungsanlage aufgebracht, die hinter den Eisengewinnungsprozeß geschaltet und von dem Kernreaktor mit Primärenergie versorgt wird.

Dank dieser doppelten Funktion des Reaktors kann eine höhere Blockleistung erzielt werden, die bekanntlich zu einer - im Falle der Kernenergie besonders erheblichen - Kostenverminderung führt.

Die Untersuchung erstreckt sich auf zwei Verfahren der Direktreduktion, die mit unterschiedlichen Reduktionsmitteln arbeiten und jeweils einen charakteristischen Temperaturbereich des Wärmeübertragungsmittels erfordern.

Bei dem ersten Verfahren handelt es sich um die direkte Eisenerzreduktion mit Methan, bzw. aus diesem hergestellten Reduktionsgas, während im zweiten Prozeß das Reduktionsgas aus festem Brennstoff erzeugt wird.

1.2 Aufgabenstellung und Voraussetzungen der Studie

Im dieser Studie soll die Eisengewinnung nach neuen Verfahren, bei denen fühlbare Wärme aus Kernreaktoren eingesetzt wird, untersucht werden. Diese neuen Verfahren sind in wirtschaftlicher Hinsicht mit anderen Prozessen zu vergleichen. Sie sind sowohl einem Hüttenwerk mit Hochofen und LD-Konverter als auch einem Hüttenwerk mit Direktreduktionsanlagen gegenüberzustellen. Im einzelnen wurden hierzu folgende Vereinbarungen getroffen:

- 1) Das nuklear siderurgische Hüttenwerk soll für eine Tagesproduktion von 10.000 t Eisen ausgelegt werden. Unter Berücksichtigung des Umlaufschrottes entspricht dies bei 330 Arbeitstagen einer Jahreserzeugung von etwa 3,6 Mill.t Rohstahl. Diese Größe wurde so gewählt, daß eine weitere Kapazitätserhöhung nicht zu einer wesentlichen Kostensenkung führt.
- 2) Der Kernreaktor soll fühlbare Wärme zur Herstellung des Reduktionsgases und zur weitgehenden Deckung des thermischen Energiebedarfs liefern. Die gleichzeitig anfallende elektrische Energie soll beim Einschmelzen des Eisenschwamms und bei der Weiterverarbeitung des Rohstahls eingesetzt werden.
- 3) Die Eisengewinnungsanlagen sollen so mit dem Kernreaktor- teil und dem Kernkraftwerk verknüpft werden, daß ein integrierter Werkskomplex entsteht, der nach Möglichkeit die gesamte Energieerzeugung eines Kernkraftwerkes verbraucht. Falls Überschußleistung anfällt, sind geeignete Verbraucher anzugeben.
- 4) Es wird nur ein heliumgekühlter Reaktor in Betracht gezogen. Die Austrittstemperatur des Heliums soll für den Reduktionsprozeß mit Methan 900°C , bei Einsatz fester Reduktionsmittel (Koks, Kohle, Braunkohle) 1200°C betragen. Die vorliegende Studie geht entsprechend 1) von

einer Kernenergieanlage mit 1923 bzw. 1715 MW_{th} Leistung aus. Die durch eine Leistungserhöhung noch zu erwartende Kostendegression für die Reaktoranlage wird auf nicht mehr als 10% geschätzt.

- 5) Die technologische Ausgestaltung der Kernenergieanlage und des siderurgischen Teiles soll die voraussichtliche Entwicklung der nächsten 10-15 Jahre berücksichtigen. Sofern die Wirtschaftlichkeit gewisser neuer Techniken erst aufgrund eingehender Versuche ermittelt werden kann, soll vorerst eine bekannte, direkt abschätzbare Technik zugrunde gelegt werden. Die neuen Techniken sollen jedoch diskutiert werden.
- 6) Als Standorte der integrierten Hüttenwerke sollen für die Reduktion mit Methan die italienische Küste, für die Reduktion mit festen Kohlenstoffträgern die Nordseeküste oder der Niederrhein zugrunde gelegt werden.
- 7) Der Vergleich der Verfahren wird nur bis zur Erzeugung von flüssigem Rohstahl durchgeführt, da die nachgeschalteten Produktionsstufen übereinstimmen. Es muß allerdings berücksichtigt werden, daß die niedrigeren Kosten für die elektrische Energie beim integrierten Kernenergie-Hüttenwerk zu einem weiteren Vorteil bei der Weiterverarbeitung des flüssigen Rohstahles zu Fertigprodukten führen.

Die Kosten für Rohstoffe, Energien, Löhne und Kapitaldienst sollen in Übereinstimmung mit der Europäischen Gemeinschaft für Kohle und Stahl (EGKS) ermittelt werden.

1.3 Organisation der Studiengruppe

Die Kommission der Europäischen Gemeinschaften hat mit Vertrag Nr. 042-68-3 ECIC die folgende Partnergruppe mit der Durchführung der Studie beauftragt:

- Prof.Dr.-Ing. Dres.h.c. Hermann Schenck
und Prof.Dr.-Ing. Werner Wenzel
von der Technischen Hochschule Aachen
- Brown Boveri / Krupp-Reaktorbau GmbH, Düsseldorf
- Société pour l'industrie Atomique, Paris
- Centro Sperimentale Metallurgico, Rom
- Società Italiana Impianti S.p.A., Genua

Die Koordinierung der Arbeiten wurde den Professoren Schenck und Wenzel übertragen. Die Arbeiten wurden in der Zeit vom 1. Januar 68 bis 31. Januar 69 durchgeführt.

Für die Abfassung des vorliegenden Berichtes wurde die gleiche Einteilung gewählt wie für die Aufgabenteilung auf die Vertragspartner (siehe Tabelle 1). Dementsprechend besteht der vorliegende Bericht aus einer Zusammenstellung von fünf Einzelberichten, die von den Vertragspartnern für ihr Arbeitsgebiet verantwortlich ausgearbeitet wurden. Zwei Aspekte werden im wesentlichen in diesem Bericht behandelt. Zunächst werden die technische Seite des beabsichtigten Direkt-Reduktionsprozesses betrachtet sowie die nuklear-siderurgischen Einrichtungen technologisch beschrieben. Der wirtschaftliche Aspekt umfaßt die Ermittlung der Stahl-Erzeugungskosten sowie einen Vergleich mit den Herstellungskosten konventioneller Prozesse. Außerdem wird für jedes technologische Gebiet eine kurze Zusammenfassung derjenigen Entwicklungsarbeiten angegeben, die noch notwendig sind, um eine nuklear-siderurgische Anlage industriell zu verwirklichen.

ORGANISATIONSPLAN

Tabelle 1

Gegenstand der Unter- suchung Vertrags- partner	Kernreaktor	Zwischen- kreislauf (einschl. Zwischen- wärmeaus- tauscher	Stromer- zeugungs- anlage	Reduktions- anlage		Verarbei- tung des Eisen- schwamms	Übersichtsplan der gesamten Anlage
				festen Kohlen- stoff- träger	Kohlen- wasser- stoffe		
Prof. Schenck Prof. Wenzel x) TH Aachen				x			
C.S.M.-S.I.I.					x	x	x
BBK xx)	x		x				
SOCIA		x					

Allgemeine Koordinierung, Wirtschaftlichkeitsvergleich und Ausarbeitung
des Schlußberichtes: Schenck/Wenzel, TH Aachen

x) Mit Unterstützung der Firma Lurgi, Frankfurt xx) Mit Unterstützung der Firma BBC, Mannheim

2. Grundlagen eines Hochtemperaturreaktors für metallurgische Prozesswärme*

2.1 Gründe, die zur Wahl des Kugelhaufenreaktors geführt haben

Die Wahl eines heliumgekühlten Hochtemperatur-Reaktors als Wärmequelle für den Verhüttungsprozeß erfolgte wegen der geforderten hohen Temperaturen und wegen der vielen Vorteile, die dieser Reaktortyp im allgemeinen bietet.

Der Kugelhaufenreaktor wurde gewählt, da die technischen Unterlagen und die diesbezüglichen Berechnungsgrundlagen der Studien-Gruppe sofort greifbar waren.

Er hat die folgenden charakteristischen Eigenschaften:

1. Die Festlegung auf eine bestimmte äußere Geometrie ist für die Brennelement-Entwicklung und für den Betreiber vorteilhaft. Das einmal entwickelte und erprobte Element ist für die gesamte Baulinie, d.h. auch für Reaktoren großer Leistungen, einsetzbar.
2. Dank der gleichbleibenden Form und Abmessung der Brennelemente können stets die gleichen Einrichtungen für Bestrahlungstests benutzt werden. Wegen ihrer geringen Größe kann man meist mehrere Elemente gleichzeitig bestrahlen.
3. Das vorgesehene Brennelement, die sogenannte gepreßte Variante, läßt sich sehr billig herstellen. Ein Gemisch aus Graphitpulver, Binder und coated particles wird bei niedrigem Druck zu einem Kugelkern verpreßt und dieser in einem zweiten Preßvorgang mit einer brennstofffreien Schale umgeben. Es sind nur wenige Arbeitsgänge notwendig, das Herstellungsverfahren läßt sich voll automatisieren.

*Erstellt durch Brown Boveri / Krupp Reaktorbau GmbH
Düsseldorf

Bearbeiter: Dr.A.Angelini

4. Durch die Aufteilung der gesamten Brennstoffmenge des Reaktors auf sehr viele und sehr kleine Brennelemente kann keine größere Einheit defekt werden und große Spaltproduktmengen ins Kühlmittel abgeben. Alle Fertigungsfehler, die sonst zu langen Abschaltzeiten und damit zu finanziellen Verlusten führen können, bleiben bei den kleinen, differentiellen Elementen ohne wesentliche Folgen.
5. Das Kugelhaufencore ist in seinem Aufbau sehr einfach und unkompliziert. Ein Verklemmen von Brennelementen im Core ist nicht möglich. An die festen Graphiteinbauten werden keine hohen Anforderungen bezüglich der Formhaltigkeit während der Lebenszeit des Reaktors gestellt.
6. Die kontinuierliche Beschickung mit frischen Brennelementen und die Möglichkeit, die Brennelemente des gesamten Core ständig umzuwälzen, bringt eine Reihe von Vorteilen gegenüber einer diskontinuierlichen Betriebsweise:
 - a) Durch die Umordnung des Reaktorkerns in einem Zeitrhythmus von etwa $1/2$ Jahr wird erreicht, daß die Brennelemente beim mehrmaligen Durchlaufen des Core gleichmäßig abbrennen.
 - b) Durch die konsequente Umordnung wird automatisch erreicht, daß die Korrosion durch CO_2 und H_2O völlig gleichmäßig auf alle Brennelemente verteilt wird. Dies ermöglicht eine entsprechend niedrigere Auslegung der Gasreinigungsanlage. Die Brennelemente sind während ihrer gesamten Lebensdauer gewissen und nur während einer geringen Zeit den spezifizierten maximalen Belastungen ausgesetzt.
 - c) Jedes Brennelement liefert nur einen sehr kleinen Reaktivitätsbeitrag zum Gesamtbetrag des Core.
 - d) Der Abbrand kann kontinuierlich kompensiert und damit die Anlage praktisch ohne Überschußreaktivität gefahren werden, wenn man nur geringe Anforderungen an die Regelbarkeit stellt (reiner Grundlastbetrieb).

7. Die homogene Verteilung des Brennstoffs in den Brennelementen ergibt kleine Temperaturgradienten und Temperaturdifferenzen und damit geringe Wärmespannungen in der Brennelementschale.
8. Die Brennelemente sind leicht zu handhaben. Die Beschickungsanlage ist vom Prinzip her einfach aufgebaut. Der Transport abgebrannter Brennelemente erfolgt in Brennelementkannen, deren Größe den jeweilig günstigsten Beförderungsmöglichkeiten angepaßt werden kann.
9. Das Reaktorcore zeichnet sich durch große Flexibilität in Bezug auf Brennstoffzyklus und Beschickungsart aus. Alle wirtschaftlich interessanten thermischen Zyklen können verwendet werden. Das Moderationsverhältnis und das Verhältnis von Spaltstoff zu Brutstoff kann in weiten Grenzen variiert und sogar während der Betriebszeit geändert werden. Man kann z.B. mit einem hohen Abbrand arbeiten, solange keine Wiederaufbereitungsanlagen vorhanden sind, aber auch bei niedrigem Abbrand und einer hohen Korrosion, wenn dies wirtschaftlich günstiger ist. Der Betreiber ist somit in der Lage, seinen Brennstoffkreislauf kontinuierlich den gegebenen Marktsituationen der Spaltstoffe, der Wiederaufbereitung und den Fabrikationsverfahren anzupassen.

2.2 Fließschema der gesamten Anlage

Die Auslegungsdaten der gesamten Anlage werden vom Eisenverhüttungsteil bestimmt. Es wurde eine Produktion von ca. $3,6 \cdot 10^6$ t Eisenschwamm pro Jahr zugrunde gelegt. Die Stromerzeugungsanlage wird dem Eisenverhüttungsprozeß nach der optimalen Lösung angepaßt.

2.2.1 Erdgasprozeß

2.2.1.1 Energiebedarf des Reduktionsprozesses

Das allgemeine Schema der Anlage ist im Schaltbild
GMK 830 61 01-3 (Abb.1) dargestellt.

Die zur Reduktion notwendigen Gase (H_2 und CO) werden durch
die Steam-Reforming-Reaktion gewonnen:



Die Wärme für die Reaktion zwischen Wasserdampf und Erdgas
wird von dem im Atomreaktor aufgeheizten Medium geliefert
(in den herkömmlichen Verfahren wird diese Wärme durch Ver-
brennung von Erdgas oder von Reduktionsabgas erzeugt).

Der bei der festgelegten Eisenschwamm-Jahresproduktion er-
forderliche Energiebedarf beträgt:

Wärme für den Reforming-Prozeß	292 MW
Verwärmung des Reduktionsgases	184 MW
Zwischenerhitzung des Reduktionsgases	63 MW
Dampferzeugung für Reforming	109 MW
	<hr/>
	648 MW

Das Helium strömt mit $900^{\circ}C$ aus dem Reaktor in die Reaktions-
gefäße und verläßt sie mit $750^{\circ}C$. Danach tritt es in den
Dampferzeuger der Stromerzeugungsanlage ein und wird dort auf
 $385^{\circ}C$ abgekühlt. Der Wärmetauscher für die Erzeugung des zum
Steam-Reforming notwendigen Dampfes ist dem Dampferzeuger
nachgeschaltet. Das Helium wird dort von $385^{\circ}C$ auf $355^{\circ}C$
abgekühlt und strömt dann in die Hauptgebläse. Am Austritt
der Gebläse beträgt seine Temperatur $366^{\circ}C$ (Reaktoreintritts-
temperatur).

2.2.1.2 Stromerzeugungsanlage

Für den Erdgasprozeß wurde als Stromerzeugungsanlage die Dampfturbine gewählt, da die vorhandene Kühlgastemperatur (nach der Wärmeabgabe in den Reduktionsgefäßen) optimal für eine Dampfkraftanlage ist (750°C).

Der prinzipielle Aufbau der Anlage ist im Schaltbild GMK 830 61 01-3 (Abb.1)* dargestellt. Danach ergeben sich für den Dampferzeuger der Dampfkraftanlage folgende Auslegungswerte:

Wärmeleistung	1314 MW _{th}
Heliumdurchsatz	2492,7 t/h
Heliumeintrittstemperatur	750°C
Heliumaustrittstemperatur	385°C

Mit diesen Werten kann für die Dampfkraftanlage ein Kreisprozeß gewählt werden, wie er bei konventionellen Kondensationskraftwerken üblich ist.

In Anlehnung an die Projekte mit THTR-Reaktoren wurden folgende Prozeßparameter gewählt:

Frischdampfdruck, vor Turbine	181 ata
Frischdampf Temperatur, vor Turbine	530°C
ZÜ-Druck, vor Turbine	38 ata
ZÜ-Temperatur, vor Turbine	530°C
Speisewasservorwärmung	254°C
Kondensatordruck*	0,035 ata

Aufgrund der relativ hohen Heliumtemperatur am Austritt aus dem Dampferzeuger kann hier abweichend von den THTR-Projekten eine siebenstufige Speisewasservorwärmung vorgesehen werden. Da in Verbindung mit dem Eisenverhüttungsprozeß die nicht integrierte Bauweise für Reaktor und Wärmetauscher gewählt wurde, wird man das Heliumgebläse - wie im Schaltbild dargestellt - durch eine Kondensationszweigturbine antreiben.

* Bei Erhöhung der Rückkühltemperatur von 10°C auf 15°C (Standort italienische Küste) tritt eine Leistungsminderung von 11 MW ein

Der Hauptturbosatz besteht aus einem einflutigen HD-Teil, einem doppelflutigen MD-Teil und zwei doppelflutigen ND-Teilen mit einer Endschaufellänge von 950 mm.

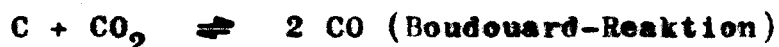
Mit dieser Schaltung und den genannten Auslegungswerten der Dampfkraftanlage ergibt sich für den Turbogenerator eine Klemmleistung von 540 MW.

Alle übrigen Werte können dem Schaltbild entnommen werden.

2.2.2 Kohleprozeß

2.2.2.1 Energiebedarf des Reduktionsprozesses

Als Reduktionsmittel dient in diesem Prozeß Kohle (Koks). Sie wird zusammen mit dem Eisenerz vorgewärmt. Im Reduktionsgefäß reagiert das bei der Reduktion entstandene CO_2 mit dem Kohlenstoff:



Das Kohlenmonoxyd wirkt als das eigentliche Reduktionsmittel.

Die zur obigen endothermen Reaktion notwendige Wärme (bis jetzt meist durch Verbrennen von Kohle erzeugt) wird in diesem Projekt aus dem Atomreaktor geliefert.

Das aus dem Reaktor strömende Helium (mit einer Temperatur von 1200°C) gibt in einem aus Graphitrohren gebauten Blei-Helium Wärmetauscher $600 \text{ MW}_{\text{th}}$ ab - diese Leistung entspricht einer Jahresproduktion von $\text{ca. } 3,6 \cdot 10^6 \text{ t}$ Eisenschwamm - und strömt mit 950°C in die nachgeschaltete Gasturbinenanlage ein.

Die vom Blei aufgenommene Wärme wird an den Reduktionsprozeß übertragen, wobei das Blei mit einer Temperatur von 1150°C direkt mit der Kohle und dem Eisenerz in Berührung tritt. Das Blei wirkt gleichzeitig als Katalysator der Boudouard-Reaktion. Es wird vom erzeugten Eisenschwamm getrennt und strömt mit 900°C in den Wärmetauscher zurück.

Den schematischen Aufbau der Anlage zeigt das Schaltbild GMK 997 61 51-3 (Abb.2).

2.2.2.2 Stromerzeugungsanlage

Wegen der hohen Graphittemperaturen im Core (die zu einer unzulässigen Korrosion durch H_2O führen würden) und der noch nach dem Reduktionsprozeß vorhandenen sehr hohen Gastemperatur wurde eine Stromerzeugungsanlage mit Gasturbine vorgesehen.

Folgende Daten entsprechen einer Optimierungsuntersuchung:

Turbineneintrittstemperatur	950°C
Gasdurchsatz	468 kg/s
Im Prozeßwärmetauscher übertragene Leistung	600 MW _{th}
Reaktorwärmeleistung	1715 MW _{th}
Zur Stromerzeugung verfügbare Leistung	1115 MW _{th}
Generatorleistung	400,8 MW _{el}
Wirkungsgrad der Stromerzeugung	36%

Den Verlauf des Wirkungsgrades zeigt das Diagramm GMK 997 01 65-4 (Abb.3). Für das Druckverhältnis 3,5, das etwa dem Optimum entspricht, sind die Kreislaufdaten im Wärmeschaltbild GMK 997 61 51-3 (Abb.2) zusammengestellt.

Der relativ niedrige Wirkungsgrad (36%) entsteht dadurch, daß gewisse Energieverluste (z.B. für die Kühlung der Turbinenschaufeln und einiger Reaktoreinbauten) unvermeidbar sind; eine weitere Belastung des gesamten Wirkungsgrades resultiert aus der Tatsache, daß die Druckverluste im Prozeßteil vom Verdichter des Turbinenteils zu decken sind. Ein Vergleichsprozeß zu dieser Variante ohne Kühlung für Turbine und Reaktoreinbauten ergibt bei optimalem Druckverhältnis einen Wirkungsgrad von 42,2%.

Die zugrundegelegten Kühlgasanteile

- 5% zur Turbinenkühlung
- und 4% zur Kühlung der Reaktoreinbauten

verursachen also eine Wirkungsgraddifferenz von 6,2 Punkten. Nach früheren Untersuchungen an geschlossenen Helium-Gasturbinenkreisläufen ergibt sich für einen reinen Gasturbinenprozeß ohne Kühlung mit den hier zugrundegelegten Prozeßdaten und 950°C Turbineneintrittstemperatur ein entsprechender Wirkungsgrad der Stromerzeugung von 44,6%. Diese weitere Differenz von 2,4 Punkten ist auf den Druckverlust im Prozeßwärmetauscher zurückzuführen, der mit 5% angenommen wurde.

2.3 Coreauslegung

2.3.1 Coredaten

		<u>Erdgasprozeß</u>	<u>Kohleprozeß</u>
Therm. Leistung	[MW _{th}]	1923	1715
Benutzungsstunden	[h/a]	8000	8000
Mittl. Leistungsdichte	[W/cm ³]	6,41	5,71
Mittl. Gaseintrittstemp.	[°C]	366	495
Mittl. Gasaustrittstemp.	[°C]	900	1200
Heliumdruck	[ata]	40	40
Druckabfall im Core	[at]	0,87	0,5
Max. Oberflächentemp.	[°C]	1170	1500
Max. Brennstofftemp.	[°C]	1520	1600
Max. Kugelleistung	[KW]	7,5	4,0
Anzahl der Corestäbe		91	91
Core-Höhe	[m]	6,0	6,0
Core-Durchmesser	[m]	8,0	8,0
Reflektordicke	[m]	0,5	0,5
Kohlesteindicke	[m]	0,5	0,5
Dicke des therm. Schildes	[m]	0,2	0,2
Dicke der SBB-Isolierung	[m]	0,12	0,18
Anzahl der Kugelabzugsrohre		3	3
Durchmesser der "	[m]	0,5	0,5

2.3.2 Brennstoffzyklus

Für die Auslegung des Core und die Ermittlung der Brennstoffkosten wurde der Brennstoffzyklus mit zwei Kugelsorten und Aufbereitung zugrunde gelegt. Die Aufbereitung ist wirtschaftlich attraktiv, weil bei der installierten Leistung viel abgebrannter Brennstoff anfällt.

Die eine Kugelsorte enthält nur Spaltstoff (Abbrandkugeln). Die andere enthält den Brutstoff und, zur Vermeidung von Leistungsspitzen, einen Teil des Spaltstoffes (Brutkugeln). Als Spaltstoff wird hochangereichertes Uran (93%) und als Brutstoff Thorium 232 verwendet.

Nach dem Auscheiden aus dem Reaktor wird die Brutkugel wieder aufbereitet. Detaillierte Untersuchungen ergaben, daß eine vollständige Aufarbeitung des Brennstoffes sowohl der Abbrand- als auch der Brutkugeln unzweckmäßig ist. Durch den großen Anteil an U 236 im abgebrannten Brennstoff der Abbrandkugeln würde nämlich durch eine vollständige Rückführung des abgebrannten Urans in den Kreislauf eine relativ schlechte Neutronenökonomie erzielt. Als Standardzyklus mit Aufbereitung wird daher ein Kreislauf mit teilweiser Aufbereitung des abgebrannten Brennstoffes ausgewählt. Der Brennstoff der Brutkugeln wird aufgearbeitet und der gewonnene Spaltstoff wieder in die Brutkugeln eingesetzt. Der abgebrannte Brennstoff der Abbrandkugeln wird aus dem Kreislauf entfernt.

Im Core werden die umgewälzten Brennelemente derart verteilt, daß sich eine solche Leistungsverteilung einstellt, daß die radiale Abgastemperaturverteilung ausgeglichen ist und große Temperaturdifferenzen vermieden werden. Dies wird durch den Aufbau eines Zweizonencore erreicht, dessen innere Zone weniger und dessen äußere Zone mehr Brennstoff enthält.

2.3.3 Graphit- und Brennelemente

Die Graphit- und Brennelemente sind kugelförmig (60 mm Durchmesser) und bilden als lose Schüttung das Reaktoreere. Die Graphitelemente werden nur im Erstcore eingesetzt und während

der ersten Betriebszeit (etwa 2 Jahre) durch Brennelemente ersetzt. Uran und Thorium sind in Form von beschichteten Brennstoffteilchen im Innern der Brennelemente homogen verteilt. Die partikelfreie Schale ist zusammen mit der Graphitmatrix des Brennstoffkerns für die mechanische Festigkeit des Brennelementes verantwortlich. Das Rückhaltevermögen gegenüber radioaktiven Spaltprodukten wird durch die das Schwermetall umhüllende Pyrokohlenstoffschicht und durch den Graphit von Matrix und Schale erreicht.

Wichtigste Forderung an die beschichteten Brennstoffteilchen ist, daß während ihrer Lebensdauer im Reaktor die Freisetzungsrates für Spaltprodukte gewisse Werte nicht überschreitet.

Ein gutes Rückhaltevermögen gegenüber Spaltprodukten unter Betriebsbedingungen kann nur gewährleistet werden, wenn die Partikel unversehrt bleiben. Die Zerstörung kann folgende Ursachen haben:

- Druck der gasförmigen Spaltprodukte auf das äußere Coating
- Anschwellen des Schwermetallkerns durch Entstehung von festen Spaltprodukten
- Dimensionsänderung der Beschichtung unter Neutronenbestrahlung
- Zerstörung der Brennelemente während des Reaktorbetriebes durch mechanische Beanspruchungen (Fall- u. Druckbeanspruchung) und strahlungsinduzierte Spannungen.

Im umfangreichen TATR-Bestrahlungsprogramm für Graphitproben, beschichtete Partikel und Brennelemente wurde der Nachweis der technischen Realisierbarkeit erbracht.

Im Hochtemperaturreaktor für Verhüttungsprozesse sind bei den hohen maximalen Kugelleistungen und den damit verbundenen Temperaturgradienten höhere Wärmespannungen und strahlungsinduzierte Spannungen zu erwarten. Es muß darauf hingewiesen werden, daß entsprechende Versuche durchzuführen sind, um Aussagen machen zu können.

2.3.4 Graphiteinbauten

Das Reaktorcore besteht aus den Brennelementen und den die Brennelemente umgebenden Graphit- und Kohleaufbauten. Der durch die Graphit- und Kohleeinbauten gebildete Hohlraum dient als Aufnahmeraum für die Brennelementkugeln.

Die auftretenden Beanspruchungen in den Graphit- und Kohlesteineinbauten während der 30-jährigen Lebensdauer des Reaktors bestimmen den konstruktiven Aufbau und die Auswahl des Werkstoffes. Ein Auswechseln der Graphit- und Kohleeinbauten ist nicht vorgesehen.

Durch den etwa 12,5 m hohen Gesamtaufbau treten besonders in den unteren Schichten Druckbeanspruchungen infolge des Eigengewichtes auf. Durchbrüche durch den Aufbau verkleinern teilweise die tragenden Flächen, wodurch die Druckbeanspruchung erhöht wird.

Das Core ist mit Brennelementen gefüllt. Es treten hierdurch Kräfte auf die zylindrische Corewandung und den Boden auf, und zwar Druckkräfte durch das Eigengewicht der Kugelschüttung, den Druckabfall des Kühlgases in der Kugelschüttung, die Differenzdehnung zwischen Kugelschüttung und Seitenreflektor beim An- und Abfahren sowie durch das Einfahren der Absorberstäbe.

Das Kühlgas Helium durchströmt das Core von oben nach unten und wird hierbei aufgeheizt. Die Strömungsgeschwindigkeiten in den Kühlgasschlitzten der Coredecke und den Bohrungen des Reflektorbodens sind zu berücksichtigen. Ebenso dient das Core zur Gasführung und muß gegen Kurzschlußströme im Primärkreislauf abgedichtet werden.

Beim An- und Abfahren ändern sich die Gastemperaturen und damit auch die Temperaturen in den Reaktoreinbauten. Die hierbei auftretenden Wärmedehnungen und Verschiebungen sowie eventuelle instationäre Wärmespannungen müssen berücksichtigt werden.

Von der nuklearen Seite her gesehen, dienen die Graphiteinbauten als Reflektor und zur Strahlenabschirmung. Sie sind einer hohen Neutronen- und Gammastrahlung ausgesetzt, die eine gewisse Materialveränderung (Schrumpfung, Ausdehnung) und eine zusätzliche Erwärmung zur Folge haben.

Je nach ihrer Lage zum Core sind die Graphit- und Kohle-einbauten verschieden hohen Temperatur- und Strahlenbelastungen ausgesetzt.

Es lassen sich je nach Lage zum Core drei Bereiche verschiedener Materialqualitäten unterscheiden:

- In unmittelbarer Corenähe wird ein hochwertiger isotroper Graphit verwendet. Dieser Bereich umgibt das Core mit einer Dicke von etwa 50 cm im zylindrischen Bereich und in der Coredecke. Der Reflektorboden bis zum Heißgassammelraum wird in hochwertigem Graphit ausgeführt.
- Für die übrigen Teile des Graphitaufbaues genügt eine normale erprobte Reflektorgraphitqualität.
- Für die Kohleblöcke der äußeren Kohlewand und der unteren Bodenlage und für die Zwischenschicht im thermischen Deckenschild werden aschearme Qualitäten auf Petrolkoksbasis verwendet.

Das Bestrahlungsverhalten von Graphit bei den extrem hohen Temperaturen des Verhüttungsprozesses mit Kohle ist noch nicht untersucht worden. Aus den bisher vorliegenden Ergebnissen muß in diesem Temperaturbereich mit sehr starken Volumveränderungen des Graphits gerechnet werden.

Es ist aber folgendes zu beachten:

Die Größe der Veränderung ist von der Höhe der über die Lebenszeit integrierten schnellen Neutronendosis (bei einer bestimmten Temperatur) abhängig. Der schnelle Neutronenfluß wird in einer sehr kleinen Graphitschicht exponentiell so stark abgebaut, daß eine gefährliche Formänderung nur in den ersten 10-20 cm an der Graphitschicht auftreten kann.

Die Graphitkonstruktion ist daher so aufgebaut, daß die Stabilität des Aufbaues durch den nicht schrumpfenden Teil der Graphitblöcke gewährleistet wird, während die dem Reaktorkore naheliegende Zone sich geometrisch ändern kann, ohne die Stabilität des Ganzen zu gefährden.

2.3.5 Metallische Einbauten

Bei den metallischen Einbauten werden 4 Hauptgruppen unterschieden:

- a) Thermische Schilde
- b) Gasführungen
- c) Tragelemente
- d) Spezielle metallische Einbauten

- a) Die thermischen Schilde haben zusammen mit den davorliegenden Graphit- und Kohleeinbauten die Aufgabe, die vom Core her austretende Neutronen- und Gammastrahlung soweit zu schwächen, daß in den angrenzenden Bauteilen, insbesondere den Linern, während der Lebenszeit des Reaktors keine hohe Aktivierung auftritt, die strahleninduzierte Erwärmung in beherrschbaren Grenzen bleibt und keine unzulässige Werkstoffschädigung erfolgt.

Der Bodenschild, der Seitenschild und der Deckenschild dienen dabei gleichzeitig als tragende Bauteile für den Graphit- und Kohleaufbau und die Coredecke.

- b) Die Bauteile der Gasführungen leiten das Primärgas in das Core und, wenn notwendig, Kaltgas zur Kühlung von Einbauten an die entsprechenden Stellen.
- c) Die Tragelemente dienen der Abstützung und Fixierung der gesamten Reaktoreinbauten. Je nach ihrer spezifischen Aufgabe verbinden sie funktionell die einzelnen Bauteile untereinander.

- d) Die speziellen metallischen Einbauten hängen funktionell nicht zusammen. Die einzelnen Bauteile haben jedes für sich eine ganz eng begrenzte Aufgabe. Z.B. zählen hierzu die Führungsrohre für die Überwachungs- und Regelorgane und die Abdichtungsfolien der Kohlewand und der Gasführungen, die unerwünschte Bypaßstörungen verhindern.

Die Hauptbelastung für die metallischen Einbauten besteht aus dem Eigengewicht und den darauf ruhenden statischen Lasten. Örtlich treten neben diesen Belastungen noch Wärmespannungen auf.

Die geforderten hohen Gastemperaturen (vor allem im Kohleprozeß) werden eingehende Studien auf der Materialseite notwendig machen.

2.4 Primärgasaktivität

Die Aktivität im Primärgas wird durch die Austrittsrate der Spaltprodukte aus den Brennelementen und durch die Anzahl der beschädigten Brennelemente im Core bestimmt.

Die Austrittsrate der Spaltprodukte ist einerseits von dem Rückhaltevermögen der Teilchenbeschichtung (Coating), der Graphitmatrix und der Graphitschale der Brennelemente und andererseits von der Menge des Spaltstoffes, der sich infolge des Fertigungsprozesses außerhalb des Coating befindet, abhängig.

Experimentelle Untersuchungen im Rahmen des THTR-Programmes ergaben, daß höchstens 0,03 % der pro Brennelement eingesetzten coated particles beschädigt sind. Radioaktive Edelgase werden in der Graphitmatrix und der Graphitschale praktisch nicht zurückgehalten. Die in das Kühlgas gelangenden Spaltprodukte werden vom Kühlgas mitgeführt. Durch Zerfall und durch die Gasreinigungsanlage (im Bypass zum Primärsystem) scheiden ständig Spaltprodukte aus dem Kühlgas aus.

Bei den Nichtedelgasen kommt eine Ausscheidung durch Adsorption bzw. Kondensation an Oberflächen (innere Einbauten, Staub) hinzu. Es bildet sich im Primärgas eine Gleichgewichtsaktivität. In folgender Tabelle ist die geschätzte Gleichgewichtsaktivität des THTR-300 MW aufgetragen:

		Aktivität [10^3 Curie]	
		Kühlgas	Brennelementoberfläche
Anteil aus unzerbrochenen Brennelementen	Edelgase	39	-
	Nicht-Edelgase	6,5	360
Anteil aus 50 zerbrochenen Brennelementen	Edelgase	28	-
	Nicht-Edelgase	22	170
Gesamtaktivität		96	530

Im HTRM (Hochtemperatur-Reaktor für Metallurgie) wäre bei gleichbleibenden Bedingungen eine dreifache Gesamtaktivität zu erwarten.

Die hierzu zugrunde gelegten R/B-Faktoren der verschiedenen Isotope sowie die angenommene Brennelement-Bruchrate sind zum Teil sehr pessimistisch. Durch verbesserte Herstellungsverfahren der Coated Particles (z.B. Vermeidung der äußeren Verunreinigung) und der Brennelemente lassen sich die Aktivitätswerte stark reduzieren.

Ausgehend vom Stand der heutigen Brennstofftechnik kann nur festgestellt werden, daß mit den erhöhten Brennstofftemperaturen erhöhte Freisetzungsraten der Spaltprodukte zu erwarten sind. Quantitative Aussagen erfordern entsprechende Bestrahlungsexperimente.

2.5 Reaktorbehälter

Untersuchungen ergaben, daß sich die beiden Reaktoren in Aufbau und Einzelabmessungen nur unwesentlich unterscheiden, da die vorgegebenen Coremaße gleich sind und somit die bestimmten Hauptabmessungen des gesamten Reaktors vorgeben.

In den Zeichnungen Nr. 13 1 252 003 und -004 (Abb. 4 u. 5) sind die Reaktoren in mehreren Schnittebenen dargestellt.

Der Reaktorbehälter ist als Spannbetonbehälter ausgeführt. Er hat die Form eines stehenden Zylinders mit ebenen Böden. Der Behälterinnendruck wird vom Spannbeton aufgenommen. Der Liner, eine innen am Behälter befestigte Stablauskleidung, dient der Gasabdichtung.

Auf die Außenseite des Liners ist ein Kühlrohrsystem aufgeschweißt, das den Beton vor zu hohen Temperaturen schützt und große Temperaturgradienten in den Behälterwänden verhindert. An der Innenseite des Liners reduziert eine Wärmeisolierung aus Metallfolien die Linertemperatur und verringert die Wärmeverluste.

Die Öffnungen des Behälters werden zum Abbau der Spannungsspitzen im Beton mit Panzerrohren ausgekleidet. Diese Panzerrohre sind mit dem Liner verschweißt und bilden zusammen mit den Abschlußdeckeln eine geschlossene, gasdichte und - soweit sie aus dem Behälter herausragen - zugleich druckfeste Auskleidung.

Der Beton wird zur Aufnahme des Innendrucks mit Spannungsgliedern vorgespannt.

Wegen der geringen Unterschiede der Reaktoren für den Kohle- und Erdgasprozeß wird nur ein Reaktortyp beschrieben.

Die wesentlichen Unterschiede der Reaktoren für die Eisenverhüttung gegenüber den THTR-Reaktoren, nämlich zum Teil wesentlich erhöhte Gastemperaturen sowie die gewählte nichtintegrierte Bauweise, prägen auch die gewählte Reaktorkonstruktion.

Gewisse Vereinfachungen, welche aus der nichtintegrierten Bauweise für die Reaktoreinbauten entstehen, werden durch die anstehenden Probleme der Gasführung und Isolierung bei den erhöhten Gastemperaturen mehr als wettgemacht.

Es wurde versucht, möglichst bekannte Bauelemente der THTR-300-Konstruktion zu verwenden.

Im wesentlichen zeigt der Reaktor folgenden Aufbau:
Der Coreaufbau besteht aus den Bodenlagen, Heißgassammelraum, Boden- und Seitenreflektor, zylindrischer Seitenwand und Coredecke.

Der Coreinnendurchmesser von 8000 mm und die mittlere Corehöhe (Schütt-Höhe) von 6000 mm waren neben anderen Auslegungsdaten vorgegeben. Drei Kugelabzugsrohre von je 500 mm lichtigem Durchmesser bestimmen die Konfiguration des Corebodens, welcher aus drei sich schneidenden Kegeln besteht. Als Steinformen für Coreboden und -decke werden die bekannten Sechskantsäulen vorgesehen. Aus dem gewählten Sechseckraster resultieren 91 frei einfahrende Abschaltstäbe; gefordert waren 89 Stück. Die Aufhängungskonstruktion von Coredecke und thermischem Deckenschild ist ähnlich wie beim THTR-300 geplant.

Bei der Bodenkonstruktion müssen insbesondere die hohen Gastemperaturen berücksichtigt werden. Es wird vorgesehen, das heiße Gas vom Sammelraum unter dem Core (Säulenraum) seitlich und nach unten in einen Heißgas-Ringkanal zu leiten, an den die Heißgasrohrleitungen direkt anschließen.

Wegen der notwendigen Kühlung der Gasführung wird vorgeschlagen, Heiß- und Kaltgas in konzentrischen Rohren durch den Boden des Reaktorbehälters zu führen. Auch aus Platzgründen bietet sich diese Konstruktion an, da man so mit 6 Gasdurchführungen im Boden auskommt. Wie ein Blick auf die Verteilung der Durchführungen für die Abschaltstäbe in der Behälterdecke zeigt, würden sich zusätzliche Gasführungsrohre sehr unvorteilhaft auswirken.

Die Durchführung der Gasleitungen durch den Zylinder des Reaktorbehälters ist im Prinzip denkbar. Wegen der ungünstigen Spannkabelverteilung wurde jedoch davon abgesehen.

Das Prinzip der Kaltgasführung beim Behälterbodendurchtritt wurde auch für die Gasführung im Behälterunterteil angewendet. Der Heißgasringkanal wird von Kaltgas umspült, wobei zwischen Heiß- und Kaltgas jeweils Isolierschichten geschoben sind.

Der Spannbetonbehälter zeigt den bekannten Aufbau mit ringverspannten Böden. Es wurde ein lichter Durchmesser von 12 000 mm und eine lichte Höhe von 18 000 mm vorgesehen. Wegen der erhöhten Kaltgastemperatur werden beträchtliche Isolierdicken erforderlich, um eine für den Spannbetonbehälter zulässige Temperatur an der Lineraußenseite zu erreichen.

2.5.1 Offene Probleme

Zum Abschluß weisen wir auf die nachstehend aufgeführten Probleme hin, welche weiterer Entwicklung und Bearbeitung bedürfen.

- Heißgasführung innerhalb des Reaktors bei den geforderten Temperaturen.

Zur Lösung dieses Problems werden umfangreiche konstruktive, berechnungstechnische und experimentelle Untersuchungen notwendig sein. Die Schwierigkeiten der Kompensation der Wärmedehnung müssen beachtet werden.

- Gasleitungsdurchführungen im Boden des Reaktorbehälters. Hier handelt es sich im wesentlichen um die Beherrschung von Problemen, wie sie bei Heißgasrohrleitungen auftreten. Konstruktionserfahrungen aus dem Gasturbinenbau sollten als Hilfen herangezogen werden.

- Kaltgasführung im unteren Reaktorteil.

Experimente und Modellversuche erscheinen zur Lösung dieser Aufgabe unumgänglich.

- Lagerung der Reaktoreinbauten

Der Einbau des Heißgaskanals unterhalb des Coreaufbaus macht eine Übertragung bekannter Auflagerkonstruktionen der THTR-Reaktoren schwierig. Intensive konstruktive Untersuchungen des Problems sollten jedoch zu befriedigenden Lösungen führen.

- Abschirmungsfragen, insbesondere im unteren Reaktorteil.

Die Abschirmungselemente im Bodenbereich des Reaktors werden durch die Heißgasführungen großflächig durchbrochen. Daher müssen Konstruktionen zum Ersatz der Abschirmmassen erstellt werden. Wegen der gedrängten Raumverhältnisse wird dies einigen Aufwand erfordern.

- Isolierungsfragen an den Stellen der Gasführung und der Liner-Innen-Oberfläche einschließlich der Panzerrohre.

Die relativ hohen Heiß- und Kaltgastemperaturen lassen mit einiger Sicherheit umfangreiche Voruntersuchungen auf dem Isolierungssektor erwarten. Unter Umständen müssen neue Möglichkeiten der Linerisolierung untersucht werden.

- Graphit- und Kohleaufbau.

Bei dem vorliegenden Reaktorentwurf wurde die Anwendung bekannter Bauelemente des THTR-300 vorgesehen. Die Übertragung von Konstruktionsmethoden und deren Elemente von bestimmten geometrischen Ausmaßen auf größere Abmessungen ist bekanntlich immer mit einigen Schwierigkeiten verbunden.

- Core-Deckenaufhängung.

Auch hier gilt das im vorangegangenen Punkt gesagte.

- Materialfragen

Die hohe Gastemperatur, welche als wesentlicher Faktor die gesamte Reaktorkonstruktion bestimmt, wird eingehende Studien auf der Materialseite notwendig machen.

Insbesondere das Langzeitverhalten der Materialien unter dem Einfluß hoher Temperaturen wird Gegenstand der Untersuchungen sein.

2.6 Abschaltanlage

Die Abschaltanlage ist für beide Reaktoren gleich.

2.6.1 Aufgabenstellung

Die Absorberstabeinrichtung dient zum Anfahren und zum Abschalten des Reaktors.

Das Anfahren des Reaktors erfolgt mit Hilfe der Absorberstäbe in der Weise, daß die in den Kugelhaufen eingetauchten Stäbe gesteuert so weit herausgefahren werden, bis das Core den kritischen Zustand erreicht hat.

Zum Abschalten gehören alle Leistungsabsenkungen, die das Reaktorcore unterkritisch machen. Hierzu werden Absorberstäbe zur Kompensation der entsprechenden Überschußreaktivität in das Reaktorcore eingefahren.

Der Aufbau des Kugelhaufencore aus einer statistischen Schüttung von kugelförmigen Brennelementen erfordert, verglichen mit Reaktoren mit stabförmigen Brennelementen, neue Maßnahmen und Wege bei der Einbringung von Abschaltreaktivität. Die Absorberstäbe werden direkt in den Kugelhaufen eingefahren. Umfangreiche Versuche an Coremodellen konnten beweisen, daß es möglich ist, Stäbe einzeln und in Gruppen frei, d.h. ohne Führung im Core, in den Kugelhaufen einzuführen.

2.6.2 Absorberstab und Steuerschema

Absorberstab, Absorberstabantrieb und Stabführungsrohr bilden eine Einheit. Das Aggregat ist integriert in den Spannbetonbehälter eingebaut und senkrecht angeordnet. Der Stabantrieb befindet sich in einem gekühlten Panzerrohr im Deckel des Spannbetonbehälters. Den Abschluß des Panzerrohres bilden zwei hintereinander angeordnete Deckel; jeder einzelne ist mit dem Flansch gasdicht verschraubt.

Der Absorberstab hat einen Kreisquerschnitt. Er besteht aus einem zylindrischen Teil, mit Außendurchmesser $d=130$ mm, und einem kegeligen Teil, der Stabspitze, zum leichteren Eintauchen in den Kugelhaufen.

Das Absorbermaterial reicht beim ganz in den Kugelhaufen eingefahrenen Stab (untere Endstellung) bis in den Deckenreflektor. Es wird in Form von 50 mm hohen und 9 mm dicken Ringen zwischen zwei konzentrischen Rohren angeordnet. Das Außenrohr ist das eigentliche Tragrohr. Das Innenrohr dient als Stützrohr.

Die im Absorberstab erzeugte Wärme wird zu einem großen Teil durch einen Kühlgasstrom im Stabinnern abgeführt. Der Kühlgasstrom (Helium) nützt das natürliche Druckgefälle des Gases in der Kugelschüttung aus.

Die im äußeren Rohr erzeugte Wärme wird teilweise über den Außenmantel abgeführt. Die Oberflächentemperatur der am Absorberstab anliegenden Brennelemente ist wegen der örtlichen Flußabsenkung niedriger als in dem nicht durch Absorberstäbe gestörten Bereich. Gleichzeitig ergibt sich in der Randzone der eingetauchten Absorberstäbe ein örtlich geringerer Strömungswiderstand für das Kühlgas (experimentell nachgewiesen), so daß eine ausreichende Kühlung gewährleistet ist.

Als Antrieb dient ein pneumatischer Schrittantrieb. Er ermöglicht es, die Absorberstäbe mit einer bestimmten Schrittweite in den Kugelhaufen einzufahren bzw. aus dem Kugelhaufen herauszuziehen.

Im Falle einer Abschaltung wird Helium aus den Speichern über die Ringleitung an die Stabantriebe herangeführt, die mit einem doppelt wirkenden Kolben und mit einer pneumatischen Bremse ausgestattet sind.

Um die Abschaltanlage sicher zu gestalten, wurde jeder einzelne Stabantrieb nicht direkt mit nur einem Heliumspeicher verbunden, sondern mit Ringleitungen. Nach Abb.6 versorgen jeweils 3 Heliumspeicher die Ringleitungen beim Abschaltvor-

gang mit Helium. Das Speichervolumen ist so bemessen, daß beim Ausfall einer Ringleitung und beim zusätzlichen Ausfall eines der 3 Speicher die restlichen 2 Speicher die für den Abschaltvorgang notwendige Heliummenge bereithalten.

Die Leitungen zwischen den einzelnen Heliumspeichern und der Ringleitung werden zweifach ausgeführt. Rückschlagventile verhindern, daß eventuelle Störungen in der Speicheranlage sich auf die Ringleitungen und auf die Versorgungsleitungen der Antriebe ausbreiten.

Von den Ringleitungen führt jeweils ein Leitungsstrang mit Rückschlagklappe zu dem entsprechenden Antrieb; die Leitungsstränge sind hinter der Rückschlagklappe zu einer gemeinsamen Leitung zusammengeführt.

Das Druckluftsystem zur Steuerung der Pneumatik-Ventile ist als Einzelanlage gegenüber der Zwillingsanlage des Heliumsystems ausgeführt. Beim Ausfall des Druckluftsystems wird der Kolben des Antriebs mit Helium beaufschlagt, d.h. die Abschaltstäbe werden in das Core eingefahren.

Neben dem reinen Abschaltvorgang können die Stäbe auch in großen Einzelschritten in das Core eingebracht werden. Mit Hilfe der Bremse ist es möglich, den Stab festzuhalten.

Aus dem Core ausgefahrene Stäbe werden mittels der Bremse in ihrer Stellung gehalten; die Hauptventile 1 und 3 sind dann geschlossen.

Beim Abschaltvorgang läuft das Scramsignal gleichzeitig auf die Magnetventile der Hauptventile 1 und 3 in Form eines Spannungsabbaus.

Da die Federwirkung in der Hauptarmatur 1 als sicher angesehen werden kann, muß lediglich dafür Sorge getragen werden, daß die als weniger sicher anzusehenden Magnet-Membranventile sicher den Entlüftungsweg freigeben. Hierfür sind in das Druckluftsteuersystem insgesamt 3 Reserveentlüftungs-Magnetventile (R) und 3 Absperrmagnetventile (A) eingebaut, um ein Leerblasen des gesamten Systems zu verhindern: R öffnet, A schließt.

Eine besondere Stellung nimmt das Ventil 2 ein, da es als Betriebs- wie auch als Scramventil anzusehen ist. Im Scramfall muß es die Druckentlastung der Bremse absolut gewährleisten.

2.7 Beschickungsanlage

Die Beschickungsanlagen der Reaktoren haben für Kohle- und Erdgasprozeß den gleichen Aufbau. Eine Abweichung ergibt sich nur in der Fördergaszufuhr und der Bremsgasabfuhr.

Es wird deshalb nur eine Beschreibung vorgelegt. Auf die Abweichungen wird an den entsprechenden Stellen eingegangen.

2.7.1 Aufgabenstellung

Die Beschickungsanlage dient zur kontinuierlichen Versorgung des Reaktors mit kugelförmigen Elementen wie Brenn-, Brut- und Moderatorelementen.

Hierbei sind folgende Aufgaben zu erfüllen:

- Zugabe neuer Kugeln ins Core und Entnahme verbrauchter Kugeln
- Umwälzen der Elemente
- zonenweise Verteilung der Kugeln über den Corequerschnitt, um eine gleichmäßige Leistungsverteilung zu erreichen.
- Ausscheiden beschädigter Kugeln (Schrott)
- Unterscheidung der verschiedenen Kugelsorten
- Messen des Abbrandzustandes bzw. der Verweilzeit der Abbrand- bzw. Brutelemente.

2.7.2 Auslegungsdaten

2.7.2.1 Fördergut

Graphitkugeln

Feed-, breed-Elemente

für Einlaufphase reine Moderatorelemente

Kugelabmessungen

a) Neuzustand	60+0,0 mmØ -0,5
b) Obermaß im aufgeplatzten Zustand	61,5 mmØ
Untermaß durch Korrosion, Abrieb und Schrumpfung beim Coredurchlauf	58 mm Ø
Corefüllung	$1,62 \cdot 10^6$ Kugeln

2.7.2.2 Leistung der Beschickungsanlage

Umwälzleistung (einschließlich Zugabe und Entnahme)	900 Kugeln/h
--	--------------

Fördermenge pro Coreabzugsrohr

	bei 12 h Betrieb
	pro Tag
	max
Zugabemenge	250 Kugeln/h
Entnahmemenge	500 Kugeln/h
Leistung der Zugabeschleuse	1780 Kugeln/Tag
Schleusengröße	1780 Kugeln/Tag
Leistung der Entnahmeschleuse	300 Kugeln/h
Schleusengröße	150 Kugeln
	300 Kugeln/h
	150 Kugeln/Schleuse

2.7.2.3 Anzahl der Abzugsrohre 3

2.7.2.4 Anzahl der Förderrohre 12

Lage der Rohrmündung über dem Core

6 Förderrohre verteilt auf Coreaußenzone	
u. 6 Förderrohre verteilt auf Coreinnenzone	
Durchmesser der Förderrohre	NW 65

2.7.2.5 Anzahl der Schrottsammelbehälter 3

Fassungsvermögen entsprechend 3000 Kugeln je Behälter

2.7.2.6 Medium im Beschickungssystem

Normalbetrieb	Helium	40 ata
Anfahrbetrieb	Luft oder Stickstoff	

2.7.2.7 Störfalldruck 47 ata

Auslegungsdruck 51 ata

2.7.2.8 Betriebstemperatur des Heliums
im Beschickungssystem

bei Erdgasprozeß	150 ⁰ C	im Höhenförder- system
	250 ⁰ C	im Fallrohrsystem u. Bremsgasrohr- system
	350 ⁰ C	Armaturen vor Kühler
beim Kohleprozeß	100 ⁰ C	im Höhenförder- system
	250 ⁰ C	im Fallrohrsystem und Bremsgasrohr- system

2.7.3 Ausführung des Beschickungskreislaufes

2.7.3.1 Verfahrensablauf

Die Fließschemata EJ3 110 001 (Abb.7)
EJ3 110 002 (Abb.8)
EJ3 110 003 (Abb.9)

zeigen den Kugelkreislauf sowie den Kreislauf des antreibenden Mediums für die Kugeln.

Die Schaltung für den Kugelkreislauf ergibt sich im Prinzip zwangsläufig aus der Aufgabe, aus einer Kugelschüttung kontinuierlich Kugeln zu entnehmen und wieder zuzugeben oder durch neue zu ersetzen.

Der Transport der Kugeln erfolgt weitgehend durch die eigene Schwerkraft. Die Höhenförderung im Core erfolgt pneumatisch. Die Kugeln werden dabei in druckfesten und gasdichten Rohrleitungen geführt, die als Gasmedium Primärgas (Helium 40 ata) enthalten. Die Zugabe der Kugeln in den Kreislauf sowie die Entnahme aus dem Kreislauf erfolgt über ein Schleusensystem.

Das Rohrsystem ist von Funktionsteilen unterbrochen, die entsprechend ihrer speziellen Aufgabe für einen geordneten Kugeltransport sorgen.

Die Kugeln werden aus drei Abzugsrohren (NW 500) über die Vereinzelter linear geordnet abgezogen und im nachgeschalteten Schrottabscheider von Bruchstücken und unrunder Kugeln befreit. Die heilen Kugeln rollen in Pufferstrecken, die von Dosierern abgeschlossen sind. Die drei Strecken münden in eine Leitung, die zur Abbrand- und Unterscheidungsmeßeinrichtung führt. In diese Leitung führen außerdem die zwei Pufferstrecken von der Zugabeseite. Die Kugeln werden einzeln von der Beschickungssteuerung abgerufen und gelangen über eine Dosiereinrichtung in die Abbrand- und Unterscheidungsmeßeinrichtung.

Von hier gelangen die Kugeln über eine Drucksperrre, die die Aufgabe hat, eine nicht erwünschte Gasströmung durch unterschiedliche Drücke im System zu verhindern, und außerdem eine Dosierung der Kugeln vornimmt, in ein Verteilersystem. Dieses besteht aus Weichen, die die Kugeln in die verschiedenen Richtungen leiten. Die verschiedenen Richtungen sind:

- 6 Förderrohre, die auf der Coreoberfläche der Mittelzone verteilt münden,
- 6 Förderrohre, die auf der Coreoberfläche der Außenzone verteilt münden,

2 Förderrohre, die zu den Silos für die abgebrannten Elemente führen.

Die Förderung der Kugeln nach dem Verteilersystem erfolgt mittels eines durch die Förderrohre kontinuierlich strömenden Gases. An den Rohrenden ist eine Bremsstrecke vorgesehen, in der das Gas entgegen der Kugelförderrichtung strömt. Die Kugeln werden dort auf einen zulässigen Geschwindigkeitswert abgebremst, um ein zu starkes Aufprallen auf den Kugelhäufen zu verhindern.

Das Fördergas wird beim Kohle-Verhüttungsprozeß am Druckstutzen des 3. Verdichters des Primärgaskreislaufes abgezweigt (42,1 ata, 108°C) und mittels Regelventil auf die erforderliche Menge eingestellt.

Beim Erdgas-Verhüttungsprozeß wird das Fördergas an den Hauptgebläsen des Primärgaskreislaufes (42 ata, 366°C) abgezweigt und vor der Einspeisung in die Förderrohre auf 150°C gekühlt.

Das Bremsgas wird beim Kohle-Verhüttungsprozeß über die Gasturbine in den Primärgaskreislauf eingespeist, beim Erdgas-Verhüttungsprozeß in den Saugstutzen des Gebläses des Primärgaskreislaufes abgesaugt.

Die ausgeschleusten Kugeln werden in Zwischenlagerbehältern gelagert, bevor sie zur Wiederaufbereitung abtransportiert werden.

Im gesamten Kugelrohrsystem sind Zählspulen angeordnet, die den Kugelablauf überwachen. In Pufferstrecken haben die Zählspulen außer der Zählung der durchlaufenden Kugeln die Aufgabe einer Füllstandsmessung.

Die Steuerung geschieht durch eine Folgesteuerung, überlagert von der Beschickungssteuerung. Nach einem durch die Corephysik vorgegebenen Programm werden der Weg (Core oder Entnahme) der abgezogenen Kugeln nach Erkennen in der Abbrand- und Unterscheidungsmeßanlage bestimmt, sowie Art, Anzahl und Ziel im Core für die neu zuzugebenden Kugeln gesteuert.

2.7.3.2 Anordnung und Konstruktion

Die Anlage ist im wesentlichen direkt unter dem Spannbetonbehälter im Ringraum (Beschickungsraum), der durch die Stützringwand des Spannbetonbehälters begrenzt ist, angeordnet. Die Anlageteile und das Rohrsystem mit den sich darin bewegend strahlenden Kugeln sind somit nach außen abgeschirmt. Die drei Schrottsammelbehälter sind im Zentrum des Raumes angeordnet und von einer eigenen Abschirmringwand umgeben. Das Rohrsystem, in dem die Kugeln sich durch eigene Schwerkraft bewegen, hat eine Neigung von 10° . Die Förderrohre werden aus dem Beschickungsraum durch den Boden des Spannbetonbehälters geführt und verlaufen zwischen Seitenreflektor und thermischem Seitenschild bis oberhalb des Kugelhaufens.

Die Funktionsteile sind - soweit möglich - in Blöcken zusammengefaßt, an die die Rohrleitungen angeflanscht sind. Funktionsteile, die beim Betrieb der Anlage einem starken Verschleiß unterliegen, sind in den Blöcken so angeordnet, daß eine senkrechte Ausbauweise mittels einer abgeschirmten Montagevorrichtung nach unten ermöglicht wird. Hierfür ist unterhalb des Beschickungsraumes ein durch eine Abschirmdecke getrennter Ausbauraum angeordnet. Bei entsprechender Belüftung ist dieser Raum ständig begehbar. Die Antriebe zu den Funktionsteilen sitzen im Ausbauraum unter der Decke und haben eine gasdichte Durchführung zum anzutreibenden Funktionsteil. Das Gas im Beschickungssystem ist soweit gekühlt, daß "konventionelle" Bauelemente verwendet werden können. Es kommen - soweit möglich - die gleichen Konstruktionen wie beim THTR-300 zur Anwendung.

Das gesamte System, außer dem Vereinzelter und Schrottabscheider, ist zum Primärgassystem mittels Reparaturventilen und Schnellschlußventilen absperrbar. Reparaturen an Funktionsteilen können somit nach Entlasten und Spülen des Gasystems unabhängig vom Leistungsbetrieb des Reaktors vom Ausbauraum aus vorgenommen werden.

Die Schnellschlußventile sind zur Vermeidung größerer Leckagen (z.B. Rohrreißer im Beschickungssystem) vorgesehen.

Die Zugabeeinrichtung befindet sich zusammen mit einem Lagerraum für frische Brennelemente im Reaktorhilfsgebäude. Die neuen Kugeln gelangen mit eigener Schwerkraft über eine Schleuse in das Beschickungssystem.

Die zwei Zwischenlagerbehälter befinden sich im Reaktorbetriebsgebäude. Oberhalb dieser Behälter sind die Entnahmeschleusen angeordnet. Die auszuschleusenden Kugeln werden vom Beschickungskreislauf zu den Schleusen gefördert.

Nach einer Abklingzeit in den Zwischenlagern können die Kugeln unter den Lagerbehältern in Transportbehälter eingefüllt werden.

2.8 Heliumkreisläufe

2.8.1 Erdgasprozeß

Die Helium-Hilfskreisläufe umfassen folgende Anlagen:

- Gasreinigungsanlage
- Reingassystem
- Versorgungs- und Entlastungssystem
- Gasanalyse
- Hilfsanlagen

2.8.1.1 Gasreinigungsanlage

- Aufgaben

1. Reinigungsstufe:

Reinigung des Primärgases von den Verunreinigungen H_2O , CO_2 , H_2 und CO . Damit soll einmal die Korrosion an den Brennelementen und Graphiteinbauten in tolerierbaren Grenzen gehalten werden und zum anderen eine Kohlenstoffablagerung auf den Dampferzeugern vermieden werden.

Auslegungsdaten:

Durchsatz	20 000 Nm ³ /h
zulässige Dampferzeuger-Leckrate	110 gr H ₂ O/h

Eingangsverunreinigungen:

H ₂ O	ca. 1 vpm
H ₂	ca. 6 vpm
CO	ca. 6 vpm
Druck (Eingang)	ca. 41 ata
Eingangstemperatur	366°C

2. Reinigungsstufe

- a) Reinigen der Primärgasfüllung beim Anfahren und im Normalbetrieb, wenn einige Verunreinigungen (N₂, CH₄, Kr, Xe) untolerierbar angestiegen sind (40 ata-Betrieb)
- b) Aufnahme von Spül- und Entlastungsgasen (1 ata-Betrieb)
- c) Abpumpen der Primärgasfüllung beim Abpumpen ins Reingaslager.

Zu b):

Nur wenn größere Gasmengen anstehen, werden diese über die Tieftemperaturanlage in das Reingaslager abgepumpt (z.B. Regeneration der Molekularsieb (MS)-Adsorber).

Zu c):

Die Primärgasfüllung soll in etwa 100 Stunden abgepumpt werden können. Mit einem volumetrischen Durchsatz von 250 m³/h wird diese Forderung erfüllt.

Auslegungsdaten:

Durchsatz (volumetrisch)	250 m ³ /h
max.Durchsatz (40ata)	5 000 Nm ³ /h
Betriebsdruck	1-41 ata

- Verfahren

1. Reinigungsstufe:

Das zu reinigende Gas wird druckseitig der Hauptgebläse dem Primärkreislauf entnommen und unter Ausnutzung des Druckgefälles saugseitig wieder zugeführt.

Innerhalb der Anlage strömt das Gas über die Rekuperatoren 1 und 2 den Gaskühler 1, den Verzögerungsadsorber, das Oxydationsbett, Rekuperator 3, Gaskühler 2 zu den Molekularsiebadsorbern und über das Hilfsgebläse sowie die Rekuperatoren 3 und 2 zum Primärkreislauf zurück (s. Kreislaufschema Abb. 10). Das Hilfsgebläse wird nur bei nicht ausreichendem Druckgefälle eingesetzt.

Bis zum Aktivkohle-Verzögerungsadsorber wird das Gas auf etwa 20°C abgekühlt, im Rekuperator 2 wieder auf die für das Oxydationsbett notwendige Reaktionstemperatur von etwa 230°C aufgewärmt, um dann im Rekuperator 3 und im Gaskühler 2 die notwendige Adsorptionstemperatur von etwa 15°C für die MS-Adsorber zu erhalten. In den Rekuperatoren 3 und 1 wird es dann unter gleichzeitiger Abkühlung des zuströmenden Gases stufenweise auf etwa 300°C erwärmt.

Im Verzögerungsadsorber (und auch z.T. im nachgeschalteten Staubfilter) werden die festen Spaltprodukte zurückgehalten und die aktiven Edelgase so weit verzögert, daß nur noch die langlebigen den Adsorber passieren.

Im Oxydationsbett (BTS-CuO) werden die Verunreinigungen H_2 und CO zu H_2O und CO_2 oxydiert, da sie sich besser über ihre Oxydationsprodukte adsorptiv entfernen lassen.

In den Molekularsiebadsorbern werden H_2O und CO_2 in getrennten hintereinander geschalteten Betten adsorptiv entfernt. Diese Adsorber sind aufgrund des Adsorptions-Regenerationszyklus doppelt ausgeführt. Der zugehörige Regenerationskreislauf umfaßt Gebläse (Drehkolbengebläse), Kühler mit Abscheider und Erhitzer.

2. Reinigungsstufe:

Die Tieftemperaturanlage muß aus Gründen der Verfügbarkeit doppelt ausgeführt werden, wobei immer eine Anlage betriebsbereit gehalten werden muß.

Entsprechend der Auslegungsbedingungen wird das zu reinigende Gas entweder hinter den MS-Adsorbern entnommen oder, bei größeren Volumina, direkt von dem zu entlastenden System der Tieftemperaturanlage zugeführt.

Das Gas wird im Gegenstrom zu dem die Anlage verlassenden Gas im Ausgefrier-Gegenströmer abgekühlt. Dabei werden die Verunreinigungen CO_2 und H_2O ausgefroren. Danach passiert das Gas den Aktivkohleadsorber, der direkt vom Flüssig-Stickstoff gekühlt wird, und verläßt die Anlage über den Gegenstromwärmetauscher, wobei es sich wieder erwärmt.

Die im Adsorber erforderliche Aktivkohlemenge ergibt sich im wesentlichen aus den Forderungen des Anfahrbetriebes (ca. $150 \text{ Nm}^3 \text{N}_2$). In dieser Zeit können die Laufzeiten, die normalerweise von der Abklingzeit des Xenon 133 bestimmt sind, verkürzt werden.

Regenerierungs-Behälter:

Diese Behälter (3 Stück) müssen das Regenerationsgas der MS-Adsorber und der Tieftemperaturanlage aufnehmen, bevor es dosiert an die Atmosphäre abgegeben werden kann.

2.8.1.2 Reingasystem

- Aufgaben

Das Reingasystem, bestehend aus Reingaslager und Kompressorstation, hat folgende Aufgaben:

- Lagerung der gesamten erforderlichen Heliummenge aller Kreisläufe vor der Inbetriebnahme des Reaktors und nach dem Abpumpen sowie einer Heliumreserve**

- Versorgung verschiedener Hilfskreisläufe während des Reaktorbetriebes (Spülgas, Steuergas, jacking-Gas)
- Rückführung der den Hilfskreisläufen zugeführten Heliummenge, wenn diese oberhalb der Gesamtleckage liegt
- Abpumpen des Primärsystems über die Gasreinigungsanlage in das Reingaslager beim Abfahren des Reaktors
- Umpumpen innerhalb des Reingaslagers

- Ausführung

Technische Daten:

Kompressor:

Anzahl	2
Ansaugdruck	1-20 ata
Enddruck	140 atü
Fördervolumen	250 m ³ /h

Reingaslager:

Anzahl der Kugelbehälter	175
Volumen eines Behälters	6,4 m ³
Lagerkapazität	140 000 Nm ³
Betriebsdruck	140 atü

2.8.1.3 Gasanalyse

- Aufgaben

Mit der Gasanalyse werden die Konzentrationen sowohl der inaktiven als auch der aktiven Verunreinigungen in den Gas-
kreisläufen gemessen.

Daraus ergeben sich folgende Aufgaben:

- Messung der Zusammensetzung des Primärgases
- Überwachung des Betriebes der Gasreinigungsanlage
- Messung der Aktivität des Gases in den Regeneriergas-
behältern
- Leckagekontrolle der Dampferzeuger

- Ausführung

Für diese Aufgaben werden folgende Geräte benötigt:

- 2 Gaschromatographen
- 33 Feuchtemesser
- 3 Beta-Scintillatoren
- 2 Kühlfallen für γ -Spektroskopie
- 1 Infrarot-Gasanalysator
- 1 Sauerstoffmeßgerät

Bis auf einen Gaschromatographen und einen Beta-Scintillator werden alle Geräte mit den zugehörigen Armaturen in Boxen untergebracht, die nur zur Bedienung und Wartung zu öffnen sind. Die Luft in den Schutzboxen wird kontinuierlich abgesaugt und auf Aktivität überwacht.

2.8.1.4 Versorgungs- und Entlastungssystem

- Aufgaben

Versorgung von Reaktorkomponenten mit Reinhelium:

- Steuergas für Stabantriebe
- Jacking-Gas für Gebläse
- Spülgas

Das Spülgas wird im Normalbetrieb für Regenerationszwecke in der Gasreinigungsanlage sowie beim Ausbau von Anlagen für Reparaturarbeiten benötigt.

- Verfahren

Das Spülgas wird wie das Entlastungsgas, das ebenfalls bei Regenerationsvorgängen und vor Reparaturarbeiten anfällt, im Entlastungsbehälter aufgefangen. Von dort wird es mittels Membrankompressor in die 1. Reinigungsstufe gepumpt oder bei größeren Mengen über die Tieftemperaturanlage in das Reingaslager gefördert.

2.8.1.5 Hilfsanlagen

Für das Heliumsystem werden als Hilfskomponenten weiterhin benötigt:

- a) 1 Vakuumpumpengruppe
(2 Rootspumpen, 4 Drehschieberpumpen)
für die Evakuierung des Primärsystems vor dem Anfahren,
für den Abbau der Aktivität vor Ausbauarbeiten sowie für
Regenerationsvorgänge innerhalb der He-Kreisläufe
- b) 1 Vakuumpumpengruppe (2 Drehschieberpumpen)
für Schleusenspülungen in der Beschickungsanlage
- c) 1 Stickstoffversorgungssystem
mit Flüssig-Stickstoff-Behälter, Verdampfer, 2 Pumpen
und 4 Behältern für gasförmigen Stickstoff. Die Kapazität beträgt 20 000 Nm³.

2.8.2 Kohleprozeß

Die Helium-Hilfskreisläufe umfassen folgende Anlagen:

- Gasreinigungsanlage
- Reingassystem
- Versorgungs- und Entlastungssystem
- Gasanalyse
- Hilfsanlagen

2.8.2.1 Gasreinigungsanlage

- Aufgaben

1. Reinigungsstufe:

Reinigung des Primärgases von den Verunreinigungen H₂O, H₂, CO₂, CO im Anfahrbetrieb und nach Störfällen.

Die Anlage kann auch kontinuierlich betrieben werden, wenn dies notwendig wird, weil eine der Verunreinigungen (etwa CO oder H₂ am Graphitwärmetauscher) kontinuierlich in das Helium eindringt.

Auslegungsdaten:

Durchsatz	5 000 Nm ³ /h
Eingangstemperatur	108°C
Druck	42,1 ata

2. Reinigungsstufe:

- a) Reinigen der Primärgasfüllung beim Anfahren und im Normalbetrieb, wenn einige Verunreinigungen (N₂, CH₄, Xe, Kr) untolerierbar angestiegen sind (40 ata-Betrieb).
- b) Abpumpen der Primärgasfüllung ins Reingaslager

Zu b):

Die Primärgasfüllung von etwa 120 000 Nm³ soll in etwa 100 Stunden abgepumpt werden können. Mit einem volumetrischen Durchsatz von 250 m³/h wird diese Forderung erfüllt.

Auslegungsdaten:

Durchsatz (volumetrisch)	250 m ³ /h
max. (42 ata)	5000 Nm ³ /h
Betriebsdruck	1-42 ata

- Verfahren

1. Reinigungsstufe:

Das zu reinigende Gas wird druckseitig der Verdichter dem Primärkreislauf entnommen und unter Ausnutzung des vorhandenen Druckgefälles vor den Verdichtern wieder zugeführt.

Innerhalb der Anlage strömt das Gas über Rekuperator, Erhitzer, Oxydationsstufe, wiederum Rekuperator, Gaskühler, Verzögerungsadsorber, MS-Adsorber zur Tieftemperaturanlage. Für Sonderbetriebsfälle kann auch die Tieftemperaturanlage umgangen werden, (Abb.11).

Das Gas wird bis zum Oxydationsbett im Rekuperator und Erhitzer auf die erforderliche Reaktionstemperatur erwärmt ($\geq 150^{\circ}\text{C}$) und wiederum im Rekuperator und Gaskühler auf die erforderliche Adsorptionstemperatur für Verzögerungsadsorber und MS-Adsorber abgekühlt (15°C).

Im Oxydationsbett (BTS-CuO) werden die Verunreinigungen H_2 und CO zu H_2O und CO_2 oxydiert, da sie sich leichter über ihre Oxydationsprodukte adsorptiv entfernen lassen.

Im Verzögerungsadsorber (und z.T. auch im nachfolgenden Staubfilter) werden die festen Spaltprodukte zurückgehalten und die gasförmigen so weit verzögert, daß nur noch die langlebigen passieren.

In den Molekularsieb-Adsorbern werden H_2O und CO_2 in getrennten hintereinander geschalteten Betten zurückgehalten. Diese Adsorber sind aufgrund des Adsorptions-Regenerations-Zyklus doppelt ausgeführt. Der zugehörige Regenerationskreislauf umfaßt Gebläse (Drehkolbengebläse), Kühler mit Abscheider und Erhitzer.

2. Reinigungsstufe:

Die Tieftemperaturanlage muß aus Sicherheitsgründen doppelt ausgeführt werden, wobei immer eine Anlage betriebsbereit (d.h. kalt) gehalten werden muß.

Entsprechend der Aufgabenstellung kommt das zu reinigende Gas entweder aus der 1. Reinigungsstufe oder aus einem zu entlastenden System (nur bei größeren Entlastungsmengen).

Das Gas wird im Gegenstrom zu dem die Anlage verlassenden Gas im Ausgefriergegenströmer abgekühlt. Danach passiert das Gas den Verzögerungsadsorber, gelangt dann in den Adsorber und verläßt die Anlage über den Gegenströmer. Der Verzögerungsadsorber wird direkt mit flüssigem Stickstoff gekühlt.

Im Ausgefrier-Gegenströmer werden H_2O und CO_2 ausgefroren, wenn an den MS-Adsorbern ein Durchbruch stattgefunden hat oder wenn diese eventuell umgangen werden.

Im Aktivkohle-Adsorber sollen die Verunreinigungen N_2 , CH_4 sowie die gasförmigen Spaltprodukte Xenon und Krypton zurückgehalten werden.

Regeneriergas-Behälter:

Diese Behälter (3 Stück) müssen das Regenerationsgas der MS-Adsorber und der Tieftemperaturanlage aufnehmen, bevor es dosiert an die Atmosphäre abgegeben werden kann.

2.8.2.2 Reingas-System

Siehe 2.8.1.2 - Erdgasprozeß

2.8.2.3 Gasanalyse

- Aufgaben

Mit der Gasanalyse werden die Konzentrationen der inaktiven und aktiven Verunreinigungen in den Gaskreisläufen gemessen. Dadurch können folgende Aufgaben erfüllt werden:

- Messung der Zusammensetzung des Kühlgases
- Überwachung des Betriebes der Gasreinigungsanlage
- Messung der Aktivität des Gases in den Regeneriergas-Behältern vor Abgabe an die Atmosphäre.

- Ausführung

Es werden folgende Geräte benötigt:

- 2 Gaschromatographen
- 3 Beta-Scintillatoren
- 2 Kühlfallen für γ -Spektroskopie
- 1 Infrarotgasanalysator
- 1 Sauerstoff-Meßgerät
- 3 Feuchtemesser

Bis auf einen Gaschromatographen und einen Beta-Scintillator werden alle Geräte mit den zugehörigen Armaturen in Boxen untergebracht, die nur zur Bedienung und Wartung zu öffnen sind. Die Luft in den Schutzboxen wird kontinuierlich abgesaugt und überwacht.

2.8.2.4 Versorgungs- und Entlastungssystem

- Aufgaben

Versorgung von Reaktorkomponenten mit Reinhelium

- Steuergas für Stabantriebe
- Jacking-Gas für Gebläse
- Spülgas

Das Spülgas wird im Normalbetrieb für Regenerationszwecke in der Gasreinigungsanlage sowie beim Ausbau von Anlagen für Reparaturarbeiten benötigt.

- Verfahren

Das Spülgas wird wie das Entlastungsgas, das ebenfalls bei Regenerationsvorgängen und vor Reparaturarbeiten anfällt, im Entlastungsbehälter aufgefangen. Von dort wird es mittels Membrankompressor in die 1. Reinigungsstufe gepumpt oder bei größeren Mengen über die Tieftemperaturanlage in das Reingaslager gefördert.

2.8.2.5 Hilfsanlagen

Siehe 2.8.1.5 - Erdgasprozeß

2.9 Sicherheitsbetrachtungen

Die Sicherheit des HTRM wird durch die Merkmale eines Hochtemperaturreaktors schlechthin und durch die Verwendung kugelförmiger Brennelemente im speziellen bestimmt. Folgende Eigenschaften sind für die Sicherheit von Bedeutung:

a) Beschichtete Teilchen

Die kugelförmigen Brennelemente enthalten den Brennstoff in Form von kleinen Teilchen mit einem Durchmesser von ca. 0,3 ... 0,4 mm Durchmesser (coated particles). Diese Teilchen sind mit 2 oder mehr Pyrekohlenstoffschichten sowie SiC-Schichten umgeben, die nur Bruchteile von den entstehenden Spaltprodukten durchlassen und damit eine wirksame Schranke gegen Aktivitätsaustritt darstellen. Die Wahrscheinlichkeit, daß im Falle einer defekten Kugelhülle die gesamte im Brennstoff verliegende Spaltproduktmenge an das Kühlgas abgegeben wird, ist dadurch sehr gering.

b) Coreaufbau und Brennelemente

Die wesentlichen Bauteile des Cere und die Brennelemente selbst bestehen aus Kohlenstoff, d.h. aus dem Element mit dem höchsten Schmelzpunkt. Die hohe Wärmekapazität macht den Reaktor unempfindlich gegen einen zeitweiligen Ausfall der Kühlung.

c) Helium als Kühlmittel

Die Verwendung eines Gases als Kühlmittel bietet den Vorteil, daß keine Phasenänderungen auftreten können. Die Verwendung von Helium im besonderen bietet darüber hinaus den Vorteil, daß Helium keine chemischen Reaktionen eingeht. Seine Korrosionsfähigkeit ist gering. Es besitzt einen vernachlässigbaren Absorptionsquerschnitt für Neutronen, dadurch hat ein Kühlmittelverlust keine Reaktivitätsänderung zur Folge.

d) Prempter Temperaturkoeffizient der Reaktivität

In allen Lastbereichen liegt während der gesamten Lebensdauer des Reaktors ein stark negativer Temperaturkoeffizient der Reaktivität vor.

e) Kontinuierliche Beschickung

Aufgrund einer dauernden Beschickung des Reaktors mit frischen Brennelementen ist zur Abbrandkompensation keine Überschußreaktivität erforderlich.

f) Spannbetonbehälter als Druckgefäß

Die Verwendung eines Spannbetonbehälters stellt eine Erhöhung der Sicherheit gegenüber Stahldruckbehältern dar, da ein Bersten des Behälters ausgeschlossen werden kann. Hierdurch wird ein Containment überflüssig. Besondere Sorgfalt ist jedoch dann auf die Durchführung durch den Spannbetonbehälter zu legen.

2.9.1 Die inhärente Sicherheit

Die Sicherheit im Hinblick auf das Reaktivitätsverhalten wird in erster Linie dadurch gewährleistet, daß in allen Lastbereichen der prompte Temperaturkoeffizient der Reaktivität immer negativ bleibt. Gefährliche Leistungsexkursionen würden dadurch automatisch begrenzt. Sie sind jedoch beim HTRM nicht denkbar.

Bei Reaktivitätssprüngen von mehr als 1\$ ist die Reaktorperiode der Lebensdauer der prompten Neutronen direkt und der Reaktivitätserhöhung umgekehrt proportional. Ein Anstieg der Coreleistung ist deshalb umso flacher und damit umso besser abzufangen, je größer die Lebensdauer der prompten Neutronen ist. Diese ist für thermische Reaktoren, zu denen der HTRM gehört, am größten ($10^{-4} \dots 10^{-3}$ sec).

Außerdem trägt zur inhärenten Sicherheit noch die Tatsache bei, daß zur Kompensation des Abbrandes laufend neue bzw. wenig abgebrannte Brennelemente dem Core zugegeben werden, so daß keine Überschußreaktivität zur Kompensation des Abbrandes erforderlich ist und zudem nur vernachlässigbar kleine Reaktivitätsänderungen durch die Beschickung auftreten.

2.9.2 Strahlenbelastung im Normalbetrieb

Zum heutigen Zeitpunkt können über die Strahlenbelastung nur vorläufige Aussagen gemacht werden. Mit der Annahme gleicher Aktivitätsfreisetzungswerte aus den Brennelementen (R/B-Werte) wie beim THTR ergibt sich aufgrund der höheren thermischen Leistung beim HTRM eine Kühlgasaktivität von ca. $3 \cdot 10^5$ Curie. Bei einer Helium-Normalleckage von 1 ‰ pro Tag kann bei Abgabe der freiwerdenden Aktivität über einen 150 m hohen Kamin die Strahlenbelastung der Bevölkerung unterhalb der zulässigen Grenzen gehalten werden. Beim derzeitigen Stand der Brennelemententwicklung müßte jedoch mit einer Erhöhung der R/B-Raten gegenüber dem THTR infolge der höheren Coretemperatur beim HTRM gerechnet werden. Dadurch wären entsprechende Maßnahmen zur Reinigung der Abluft erforderlich. Genauere Untersuchungen sind notwendig.

Die Strahlenbelastung innerhalb des Kraftwerkes kann durch entsprechende Aufteilung der Belüftungsanlage und entsprechende Abschirmungen in den dauernd zu begehenden Räumen grundsätzlich innerhalb zulässiger Grenzen gehalten werden.

2.9.3 Störfallbetrachtungen

Eine exakte Störfallanalyse kann erst vorgenommen werden, wenn genauere konstruktive und anlagentechnische Einzelheiten des HTRM festgelegt sind. Aus diesem Grunde können im folgenden nur einige qualitative Aussagen zu den wichtigsten Störfällen gemacht werden.

a) Kühlmittelverlust

Der wesentliche Unterschied zwischen HTRM und THTR besteht in der nicht integrierten Bauweise des HTRM.

Nach den bestehenden Sicherheitsgrundsätzen für Kernkraftwerke können den Störfallbetrachtungen folgende Annahmen zugrunde gelegt werden:

- 1) Ein Bersten des Spannbetonbehälters kann bei entsprechender sicherer Auslegung ausgeschlossen werden.
- 2) Für die Panzerrohre in den Durchführungen des Spannbetonbehälters kann ebenfalls ein Aufreißen durch entsprechende Überdimensionierung, sorgfältige Prüfung und Abnahme sowie durch die Stützwirkung des Betons ausgeschlossen werden.
- 3) Das Aufreißen von Rohrleitungen aller Art kann grundsätzlich nicht ausgeschlossen werden.

Die im Störfall freigelegten Querschnitte sind aus folgenden Gründen zu begrenzen:

- 1) Ein "ground-level-release" (Aktivitätsabgabe in Erdbodennähe beim totalen Kühlmittelverlust) soll sehr unwahrscheinlich sein. Da kein Containment vorhanden ist, muß die Ausströmung dabei so langsam erfolgen, daß eine Abgabe über den Kamin durch entsprechende Maßnahmen sichergestellt werden kann.
- 2) Die Drucksenkungsgeschwindigkeit ist so zu begrenzen, daß schwerwiegende Folgeschäden im Reaktorkern und im Kreislauf nicht auftreten. Die Funktion der Abschalteinrichtungen darf durch die Druckabsenkung nicht beeinträchtigt werden, der Reaktor muß schnell und sicher abgeschaltet werden können. Ferner muß die Nachwärmeabfuhr sichergestellt sein. Diese Maßnahmen sind vor allem notwendig, um eine zusätzliche Spaltproduktfreisetzung aus den Brennelementen im Störfall zu verhindern.

Werden diese Bedingungen eingehalten, dann stellt der totale Kühlmittelverlust mit Abgabe der stationären Kühlgasaktivität über den Kamin den größten anzunehmenden Unfall dar.

Eine Abschätzung der Störfalldosen ist erst bei genauer Kenntnis der stationären Kühlgasaktivität möglich. Mit den R/B-Werten wie beim THTR ergeben sich Strahlenbelastungen weit unterhalb der zulässigen Werte.

Zur Begrenzung des Kühlmittelverlustes und der Druckabsenkungsgeschwindigkeit sind Schnellschlußarmaturen notwendig, die bei 40 ata, ca. 900° - 1200°C und einem Rohrdurchmesser von ca. 2 m sicher und schnell schließen und entsprechende Heliumdichtigkeit besitzen. Solche Armaturen müßten in Zukunft technisch realisiert werden. Bis zur Schnellschlußarmatur wäre ein örtliches Containment erforderlich. Es sollte ferner überprüft werden, ob nicht innerhalb der Panzerrohre (mindestens 1 m unterhalb Spannbetonbehälteroberfläche) eine entsprechende Querschnittsbegrenzung möglich ist.

b) Reaktivitäts- und Druckstörfälle

Wenn der HTRM Teillastbetrieb ermöglichen soll, sind Reaktivitätsstörfälle durch fehlerhaftes Stabfahren bei Last denkbar, die zu einer Erhöhung der Core- und Kühlmitteltemperatur und damit des Systemdrucks führen können. Ferner sind solche Reaktivitätsstörfälle auch im Anfahrbetrieb möglich. Aufgrund der inhärenten Sicherheit des Kugelhaufenreaktors können Reaktivitätsstörungen bei entsprechender Auslegung der Abschalteinrichtung ohne Schwierigkeiten beherrscht werden. Die Wahrscheinlichkeit eines Wassereinbruchs und damit Druckaufbaus infolge eines Rohrreißers im Dampferzeuger ist wegen der nicht integrierten Bauweise praktisch auszuschließen. Druckstörfälle sind jedoch dadurch möglich, daß die Kaltgastemperatur störfallbedingt erhöht wird. Genaue Untersuchungen sind hierzu erforderlich.

c) Ausfall der Corekühlung

Da das Temperaturniveau des HTRM im Normalbetrieb relativ hoch liegt, und damit bei einem zeitweiligen Ausfall der Kühlung die Wahrscheinlichkeit für eine Beeinträchtigung des Abschalt-

systems größer ist, müßte die Notwendigkeit eines zweiten Abschaltsystems geprüft werden. Ein Coreschmelzen wird jedoch bei entsprechender Auslegung des Wärmeabfuhrsystems und aufgrund der hohen Wärmekapazität der Graphiteinbauten ausgeschlossen werden können. Zu einem teilweisen Ausfall der Corekühlung im Nennbetrieb und beim Nachwärmeabfuhrbetrieb des Reaktors kann es bei einem Rohrreißer des Heißdampfrohres in der coaxialen Führung kommen. In diesem Fall läge ein Kurzschlußstrom parallel zur Core-Strömung vor. Es muß untersucht werden, ob bei diesem Störfall eine ausreichende Wärmeabfuhr in Verbindung mit weiteren Störfällen gewährleistet werden kann.

Die vorstehenden Sicherheits- und Störfallbetrachtungen können bei dem heutigen Stand der Entwicklung des HTRM nur einen vorläufigen Charakter haben. Eine ausführliche und genaue Störfallanalyse ist in Zukunft unerlässlich.

2.10 Kostenschätzung

2.10.1 Kostenschätzung der Reaktoranlage

Folgende Kostenschätzung erfolgt als Extrapolation anhand der vorhandenen Angebote für THTR 300 und 600 MWe.

Entwicklungskosten sind nicht inbegriffen.

	Erdgasprozeß		Kohleprozeß	
	10^6 DM	10^6 RE ^{*)}	10^6 DM	10^6 RE ^{*)}
Reaktorgebäude	26,8	6,7	30,-	7,5
Sonstige Bauwerke	4,8	1,2	4,8	1,2
Spannbetonbehälter + Abschlußdeckel	18,-	4,5	20,1	5,025
Reaktoreinbauten	26,-	6,5	26,-	6,5
Stabeinrichtung	8,-	2,0	8,-	2,0
Beschickungsanlage	11,5	2,875	11,2	3,8
Gaskreisläufe + Gasreinigung + Analyse	20,7	5,175	13,8	3,45

^{*)} 1 RE = 1 Rechnungseinheit = 1 \$ = 4 DM

Kühlwasserversorgung	4,8	1,2	4,8	1,2
Erstausrüstung mit Betriebsmittel (Helium)	2,5	0,625	2,5	0,625
Erstausrüstung mit Betriebsmitteln (ohne He)	0,5	0,125	0,5	0,125
Sonstiges (Abfallager, Klima-Anlage, Strahlenschutz, Dekontamination, Kräne und Aufzüge, Anstriche)	15,-	3,75	15,-	3,75
Elektrotechn. Teil (Werkstattsausrüstung, Telefon usw.)	5,-	1,25	5,-	1,25
Sicherheitseinrichtungen und Abschirmung	10,-	2,5	10,-	2,5
Unvorhergesehenes	10,-	2,5	10,-	2,5
	<u>180,6</u>	<u>45,15</u>	<u>178,7</u>	<u>44,675</u>

2.10.2 Kostenschätzung der Stromerzeugungsanlage

In der folgenden Kostenschätzung sind Entwicklungskosten nicht enthalten; die Kosten sind in 10^6 DM bzw. 10^6 RE angegeben.

	Erdgasprozeß (Dampfturbine)		Kohleprozeß (Gasturbine)	
	10^6 DM	10^6 RE	10^6 DM	10^6 RE
Gebäude	18,0	4,5	16,-	4,0
Dampferzeuger	20,0	5,0	--	--
Gebläse	12,0	3,0	--	--
Dampfkraftanlage	68,0	17,0	--	--
Gasturbinenanlage	--	--	71,0	17,75
Elektrische Anlagen	13,0	3,25	8,5	2,125
Kraftwerks-Hilfs- u. Nebenanlagen	2,0	0,5	2,2	0,55
Reserveteile	2,4	0,6	2,0	0,5
Planung, Abnahme, Versicherung, Bauleitung	6,0	1,5	6,0	1,5
	<u>141,4</u>	<u>35,35</u>	<u>105,7</u>	<u>26,425</u>

2.11 Kosten der thermischen Energie

Die Kosten der Gcal für den Verhüttungsprozeß bei Verwendung eines Hochtemperaturreaktors setzen sich wie folgt zusammen:

2.11.1 Brennstoffkosten

Die Brennstoffkosten*, bei einem U-Th-Zyklus mit Aufbereitung, betragen für ein Kraftwerk mit:

Reaktorleistung	ca. 1800 MW
Benutzungsstunden	8000 h/a
Wirkungsgrad	0,43 bzw. 0,36
Baujahr	1978

etwa 0,4 Dpf/kWh (0,001 RE/kWh) beim Erdgasprozeß ($\eta_{th}=0,43$) und 0,48 Dpf/kWh (0,0012 RE/kWh) beim Kohleprozeß ($\eta_{th}=0,36$).

Die Brennstoffkosten bezogen auf die thermische Leistung (wobei der Wirkungsgrad der Stromerzeugungsanlage keine Rolle spielt) ist in beiden Fällen:

$$K_{Br} = 2,0 \text{ DM/Gcal} = 0,5 \text{ RE/Gcal}$$

2.11.2 Betriebskosten

Die Betriebskosten betragen, wie bei jedem modernen Kraftwerk, etwa 0,1 Dpf/kWh. Dem entsprechen:

$$K_{Btr} = 0,5 \text{ DM/Gcal} = 0,125 \text{ RE/Gcal}$$

2.11.3 Abschreibungskosten

Die Abschreibungskosten werden mit der Gleichung:

$$K_{AB} = \alpha' \cdot K_{Anl} \cdot \frac{1}{Wp \cdot B} \quad (1)$$

berechnet.

* Ermittelt auf folgender Grundlage:

Urankosten: 8 RE/Pfund

Anreicherungskosten: 26 RE/kg

Dabei ist:

- α' = 0,01 = Annuität + Versicherung
 K_{Anl} = auf den Prozeß entfallende Anlagekosten
 W_p = Prozeßwärme
 B = Benutzungsstunden = 8000 h/a

Die Annuität wird nach der Formel:

$$\alpha = \frac{(1+i)^n \cdot i}{(1+i)^n - 1} \quad (2)$$

berechnet.

Dabei ist:

- i = Zins- + Steuersatz
 n = Abschreibungsjahre

Um einen schnellen Überblick über die α -Werte zu gewinnen, wurden in Abb. 12 einige graphische Lösungen der Gl (2) aufgetragen. Für den THTR ($i = 0,097$; $n = 17$) erhält man:

$$\alpha = 12,25 \%$$

Zu dem α -Wert wird dann ein Zuschlag von 1 % für Versicherungsprämien gerechnet.

Für den THTR ergibt sich:

$$\alpha' = 13,25 \%$$

Die Anlagekosten werden nach der Formel:

$$K_{Anl} = \frac{W_p}{W_R} K_R + K_p \quad (3)$$

ermittelt.

Dabei ist

- W_p = Prozeßwärme
 W_R = Reaktorleistung
 K_R = Reaktorkosten + Gebläse bzw. Verdichter
 K_p = Anlagekosten, die nur den Reaktionsprozeß belasten.

Für die beiden Reaktionsprozesse erhält man:

	<u>Erdgasprozeß</u>		<u>Kohleprozeß</u>	
	10^6 DM	10^6 RE	10^6 DM	10^6 RE
K_R = Reaktor + Gebläse bzw. Verdichter	180,6 12,0	45,15 3,0	178,7 15,0	44,675 3,75
K_P = Leitungen zu den metallurgischen Wärmetauschern des Erdgasprozesses	3,0	0,75		
K_P = Helium/Blei-Wärme- tauscher einschließ- lich Leitungen (ohne Bleikreislauf) des Kohleprozesses			20,0	5,0
W_p/W_R = Leistungsver- hältnis	0,337		0,35	
W_p = Prozeßwärme	557 Gcal/h		516 Gcal/h	

Aus Gl.(3) erhält man für den Erdgasprozeß:

$$K_{Anl} = 68 \cdot 10^6 \text{ DM} = 17 \cdot 10^6 \text{ RE}$$

und für den Kohleprozeß:

$$K_{Anl} = 87,8 \cdot 10^6 \text{ DM} = 21,95 \cdot 10^6 \text{ RE}$$

2.11.4 Gesamtkosten der thermischen Energie

Die Gesamtkosten der thermischen Energie betragen:

$$K_{ges} = K_{Br} + K_{Btr} + K_{AB} \quad (4)$$

In Abb.13 (Erdgasprozeß) und in Abb.14 (Kohleprozeß) ist K_{ges} als Funktion von K_{Anl} für verschiedene α' -Werte aufgetragen.

Wenn man für Annuität und Versicherung den THTR-Wert (13,25%) übernimmt und die geschätzten Anlagekosten von $68 \cdot 10^6$ bzw. $87,8 \cdot 10^6$ DM ($17 \cdot 10^6$ bzw. $21,95 \cdot 10^6$ RE) voraussetzt, erhält man für die thermische Energie einen Preis von:

4,5 DM/Gcal = 1,125 RE/Gcal für den Erdgasprozeß und

5,4 DM/Gcal = 1,35 RE/Gcal für den Kohleprozeß.

Der höhere Wärmepreis des Kohleprozesses resultiert vor allem aus den Kosten des Blei-Helium-Wärmetauschers ($20 \cdot 10^6$ DM = $5 \cdot 10^6$ RE). Man beachte jedoch, daß beim Erdgasprozeß mit höheren Kosten für die Reaktionsgefäße zu rechnen ist.

2.12 Kosten der elektrischen Energie

Die Kosten der elektrischen Energie ergeben sich nach der Formel:

$$K_{\text{kWh}} = K_{\text{Br}} + K_{\text{Btr}} + K_{\text{AB}} \quad (5)$$

Dabei ist:

K_{Br} = Brennstoffkosten

K_{Btr} = Betriebskosten

K_{AB} = Abschreibungskosten

Die Brennstoffkosten betragen 0,4 Dpf/kWh (0,001 RE/kWh) beim Erdgasprozeß und 0,48 Dpf/kWh (0,0012 RE/kWh) beim Kohleprozeß; der höhere Preis beim Kohleprozeß ist durch die Tatsache gegeben, daß die Brennstoffkosten von 0,4 Dpf/kWh (0,001 RE/kWh) für einen thermischen Wirkungsgrad von 43% ermittelt wurden, während der Wirkungsgrad der Gasturbinenanlage nur 36% beträgt.

Die Betriebskosten sind für beide Anlagen gleich:

$$K_{\text{Btr}} = 0,1 \text{ Dpf/kWh} = 0,00025 \text{ RE/kWh}$$

Die Abschreibungskosten werden nach der Gleichung:

$$K_{AB} = \alpha' \cdot K_{SA} \cdot \frac{1}{W_{SA} \cdot B} \quad (6)$$

berechnet.

Dabei ist:

- α' = Abschreibungskoeffizient (= 13,25 %)
- K_{SA} = Auf die Stromerzeugung entfallende Anlagekosten
- W_{SA} = Leistung der Stromerzeugungsanlage
- B = Benutzungsstunden pro Jahr (= 8000 h/a)

Die Anlagekosten K_{SA} ergeben sich aus:

$$K_{SA} = K_R \frac{W_R - W_P}{W_R} + K_T \quad (7)$$

Dabei ist:

- K_R = Reaktorkosten zuzügl. Gebläse bzw. Verdichter
- $\frac{W_R - W_P}{W_R}$ = Energieverbrauchsanteil der Stromerzeugungsanlage
- K_T = Kosten der Stromerzeugungsanlage abzüglich Gebläse bzw. Verdichter

Für die beiden Prozesse erhält man folgende Daten:

	<u>Erdgasprozeß</u>	<u>Kohleprozeß</u>
α'	0,1325	0,1325
K_R [10^6 DM bzw. 10^6 RE]	192,6//48,15	193,7//48,425
$\frac{W_R - W_P}{W_R}$	0,667	0,65
K_T [10^6 DM bzw. 10^6 RE]	129,4//32,35	90,7//22,675
W_{SA} [MW_e]	540	400,8
B [h/a]	8000	8000

Aus Gl.(6) erhält man unter Zuhilfenahme von Gl.(7) und den in der Tabelle aufgeführten Daten:

$$K_{AB} = 0,79 \text{ Dpf/kWh} = 0,001975 \text{ RE/kWh für den Erdgasprozeß}$$

und

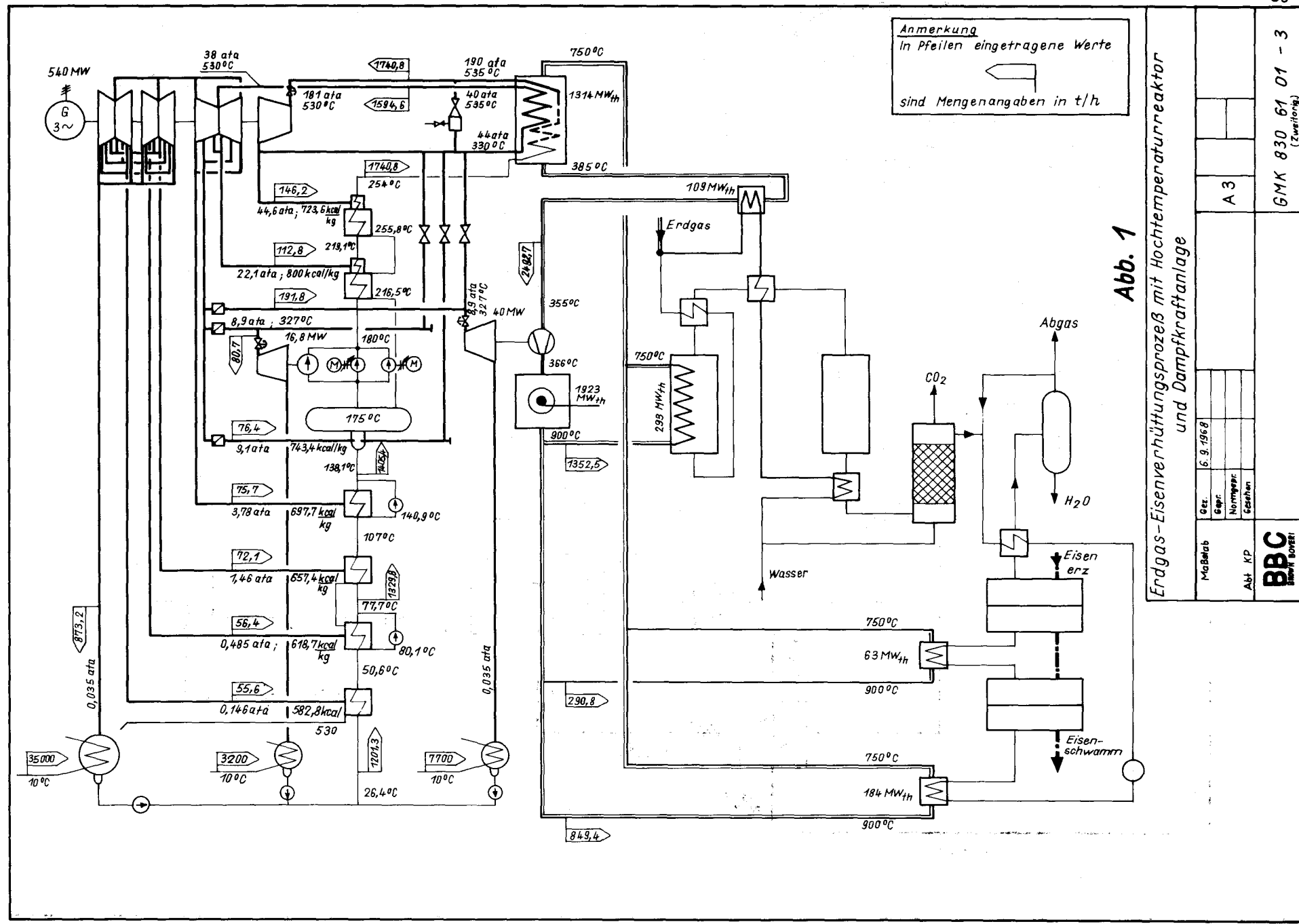
$$K_{AB} = 0,9 \text{ Dpf/kWh} = 0,00225 \text{ RE/kWh für den Kohleprozeß}$$

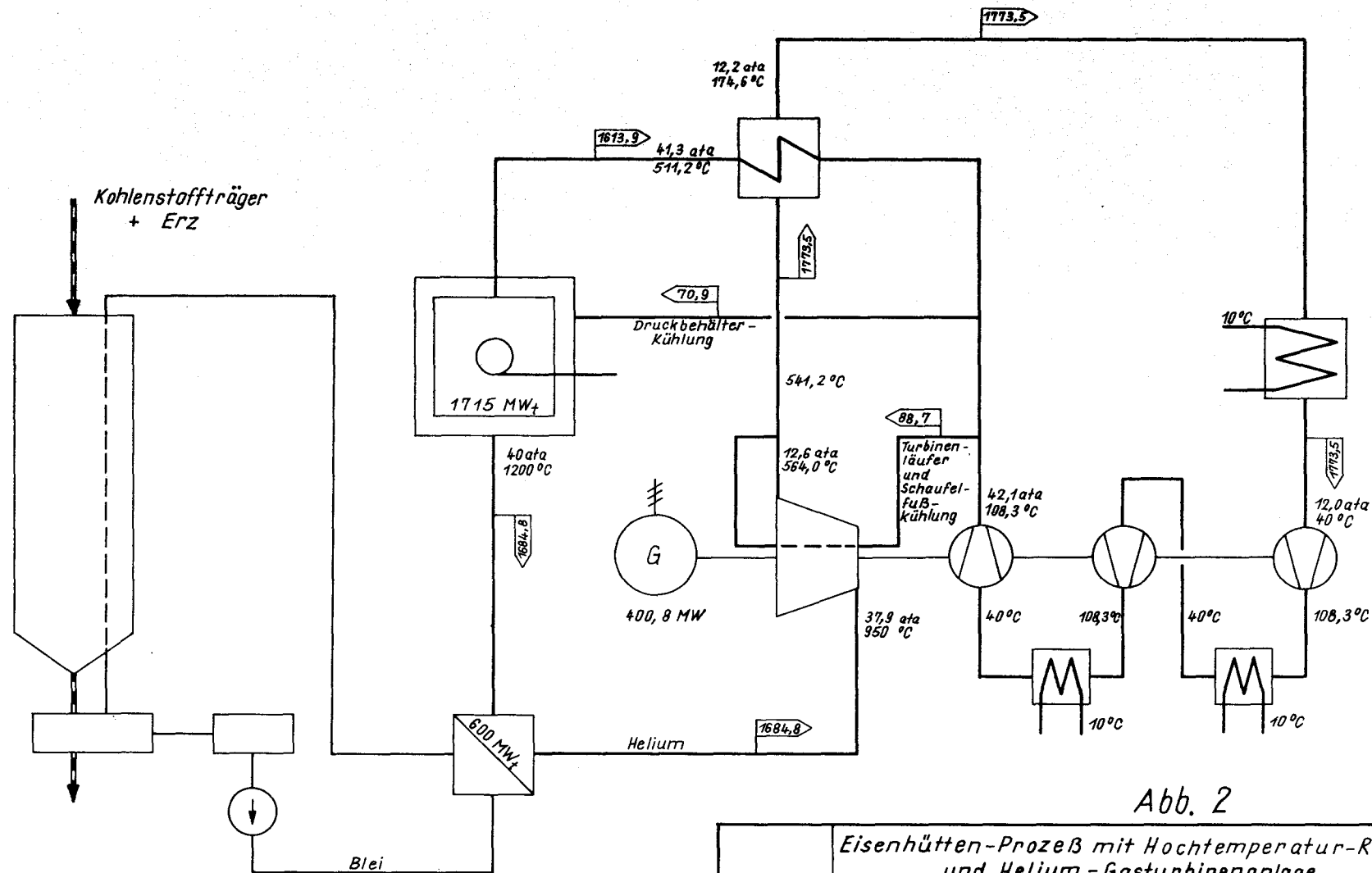
Die Gesamtkosten werden dann mit Gl.(5) ermittelt:

$$\underline{K_{kWh} = 1,29 \text{ Dpf/kWh} = 0,00322 \text{ RE/kWh für den Erdgasprozeß}}$$

und

$$\underline{K_{kWh} = 1,48 \text{ Dpf/kWh} = 0,0037 \text{ RE/kWh für den Kohleprozeß}}$$





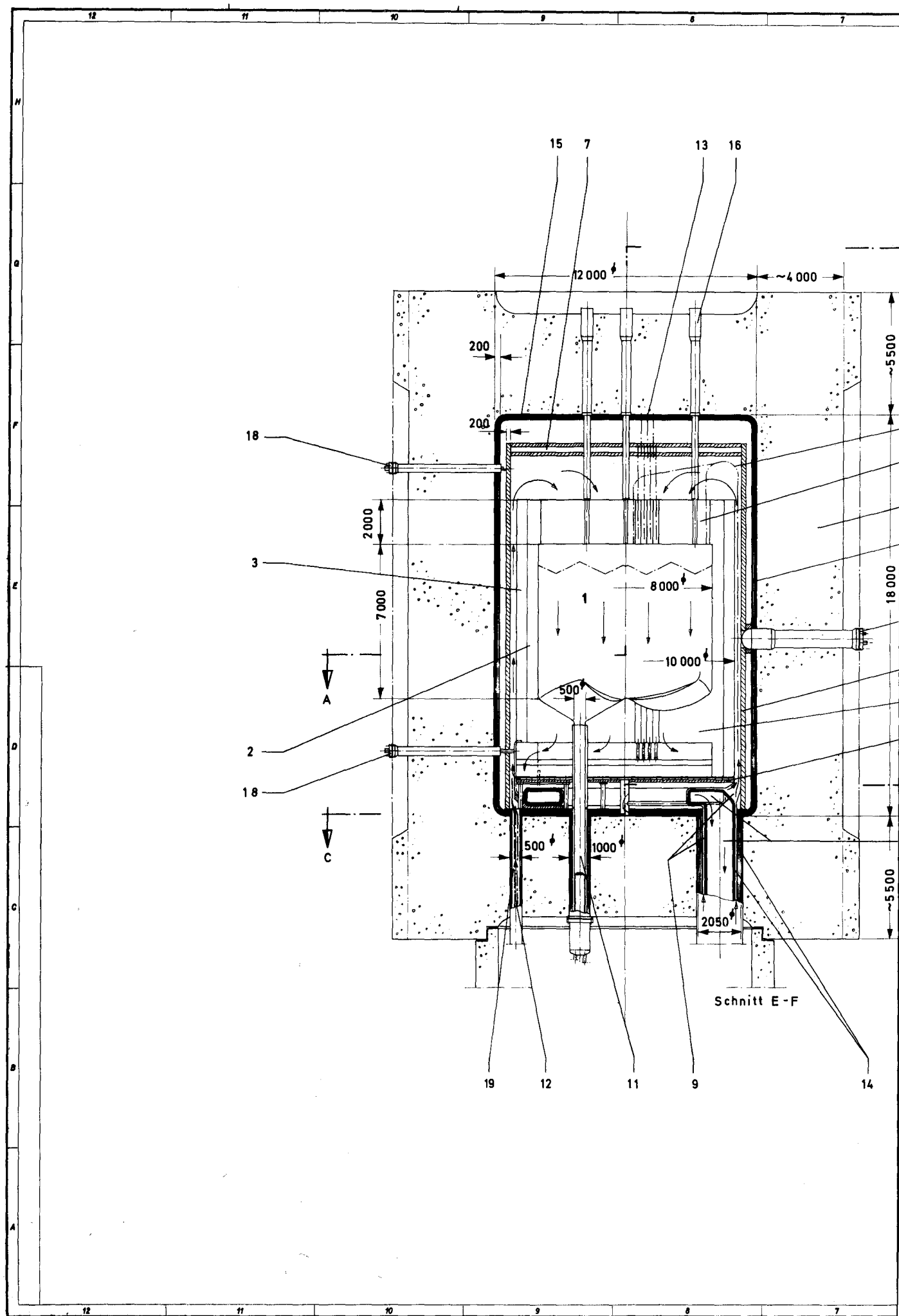
$$\frac{p_2}{p_1} = 3,5$$

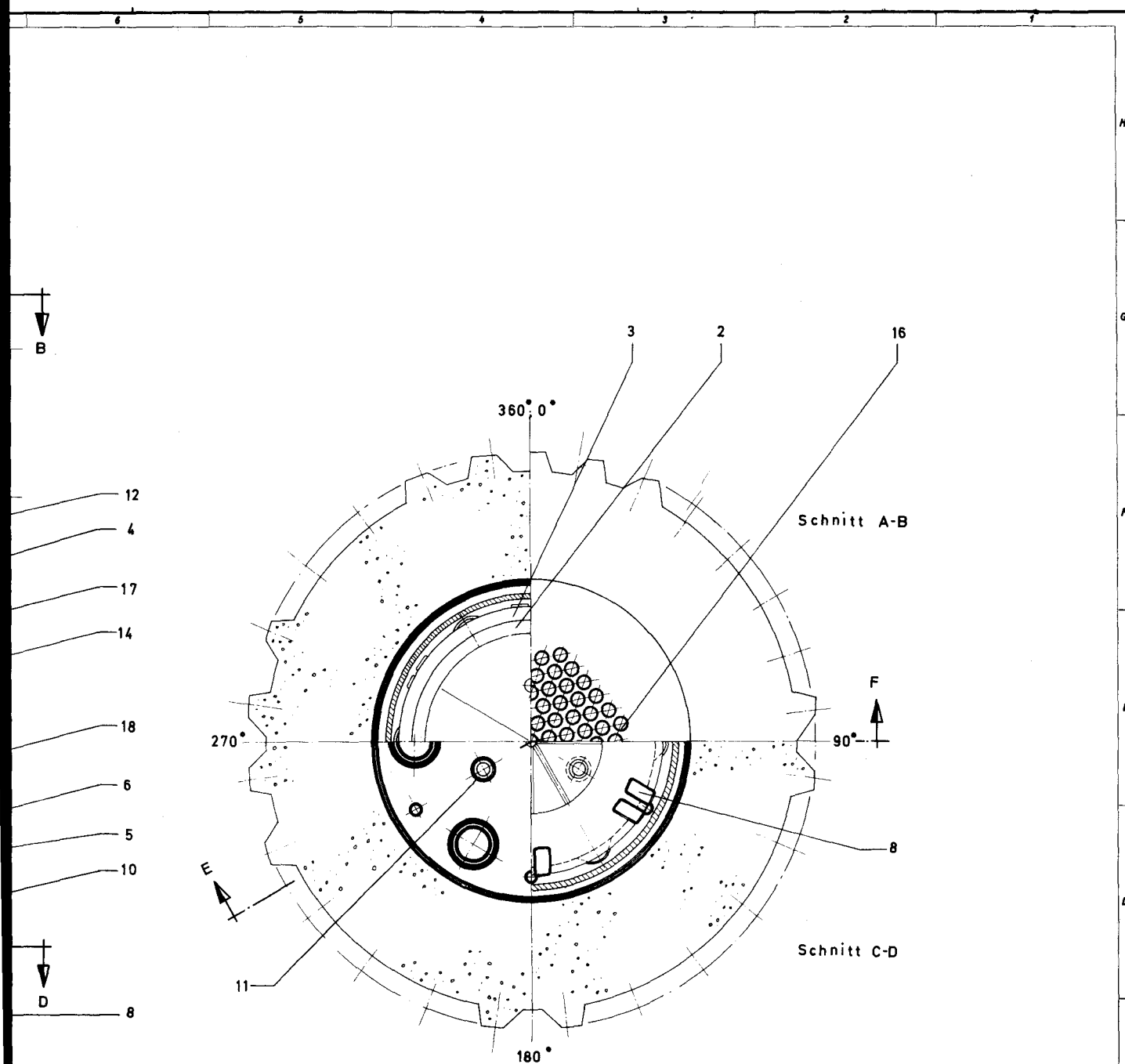
$$\eta_{th} = 35,91\%$$

Anmerkung
In Pfeilen eingetragene Werte
sind Mengenangaben in t/h

Abb. 2

Eisenhütten-Prozeß mit Hochtemperatur-Reaktor und Helium-Gasturbinenanlage					Gez. 7.6.1968	
Wärmeschaltbild für optimales Druckverhältnis und 950 °C Turbineneintrittstemperatur						
BBC BROWN BOVERI	AM. KP				(Zweitoriginal)	
					GMK 997 61 51 - 3	

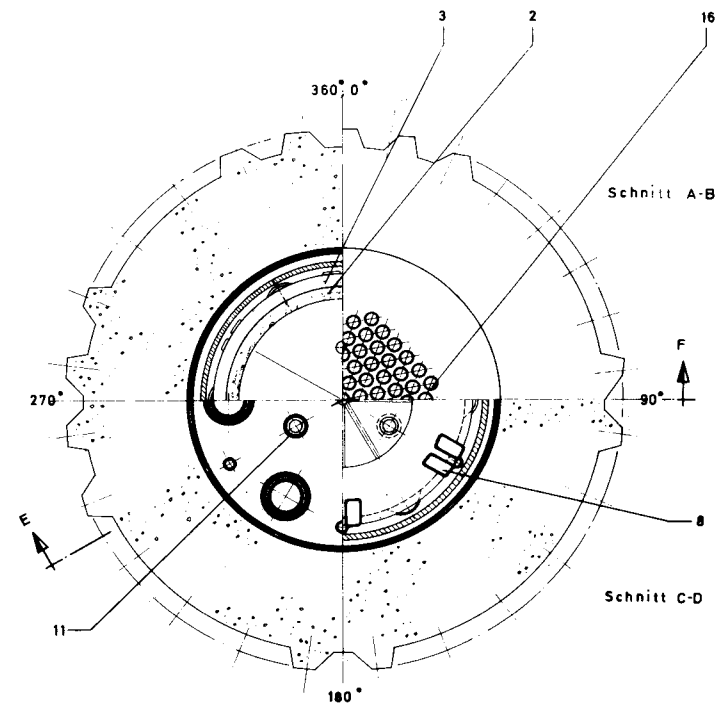




- | | |
|-----------------------|---|
| 1 Core | 11 Brennelement - Abzug |
| 2 Seitenreflektor | 12 Brennelement - Förderrohre |
| 3 äußere Zylinderwand | 13 Hängekonstruktion |
| 4 Coredecke | 14 Isolierung |
| 5 Coreboden | 15 Liner |
| 6 therm. Seitenschild | 16 Corestäbe |
| 7 therm. Deckenschild | 17 Spannbetonbehälter |
| 8 Heißgasführung | 18 Durchführungen für Reaktorinstrumentierung |
| 9 Kaltgasführung | 19 Kühlung der Reaktoreinbauten |
| 10 Bodenplatten | |

Abb. 4

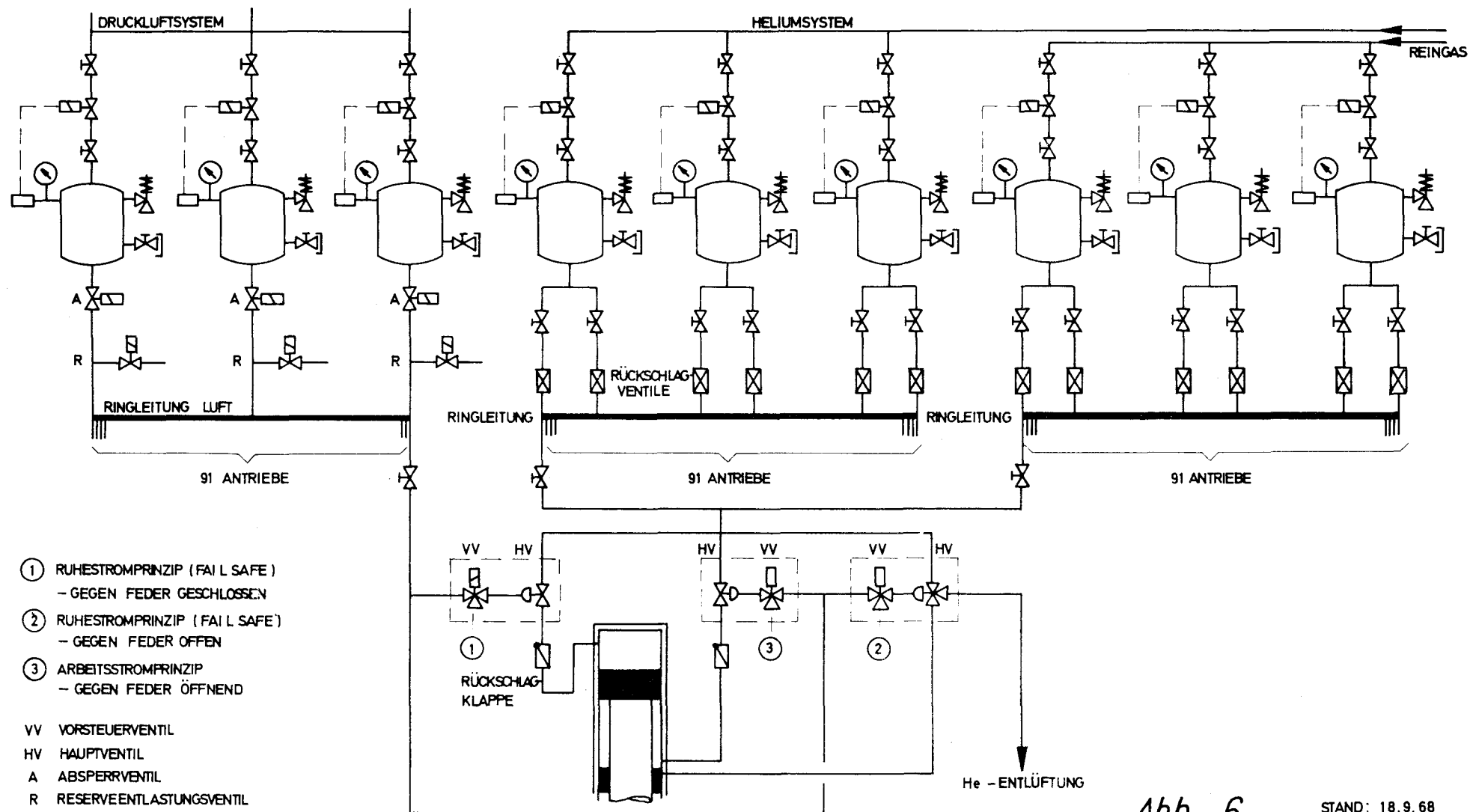
RS	RT	BENENNUNG ART, GRÖSSE	BEZEICHNUNGS-NR. KURZBEZEICHNUNG	HALBZEUG WERKSTOFF	BEZEICHNUNG MODELL-NR.	TEIL NR.
PROJEKT:		EISENVERHÜTTUNG Kohleprozeß			ENTSTANDEN AUS	
					ERSETZT FÜR	
					ERSETZT DURCH	
Schnitt durch den Reaktor		MAßSTAB:		GEZEICHNET: 3.9.68		
		1:100		GEPROBT:		
				GEZEICHNET:		
UNVERÄNDERTE U. EIGENTUM AN DIESER ZEICHNUNG VERBLEIBEN. SIE DÜRFEN OHNE UNSERE SCHRIFTL. EINWILLIGUNG NICHT KORRIG. VERFÄLSCHT, AUCH NICHT DITTEN PERSONEN MITGETEILT ODER ZUGÄNGLICH GEMACHT WERDEN.		BROWN BOVERI/KRUPP REAKTORBAU GMBH		ZEICHNUNGS-NR. EJ1 252 003		
ÄNDERUNG:		ARTENZEICHEN:				



- 11 Brennelement - Abzug
- 12 Brennelement - Förderrohre
- 13 Hängekonstruktion
- 14 Isolierung
- 15 Liner
- 16 Corerstäbe
- 17 Spannbetonbehälter
- 18 Durchführungen für Reaktorinstrumentierung

Abb. 5

[illegible]



Gez. 26.9.68 FLÖ

Gepr.

BBC/KRUPP

REAKTOR F. EISENVERHÜTTUNG
ABSCHALTANLAGE

Akt.-Zech.

Genort zu:

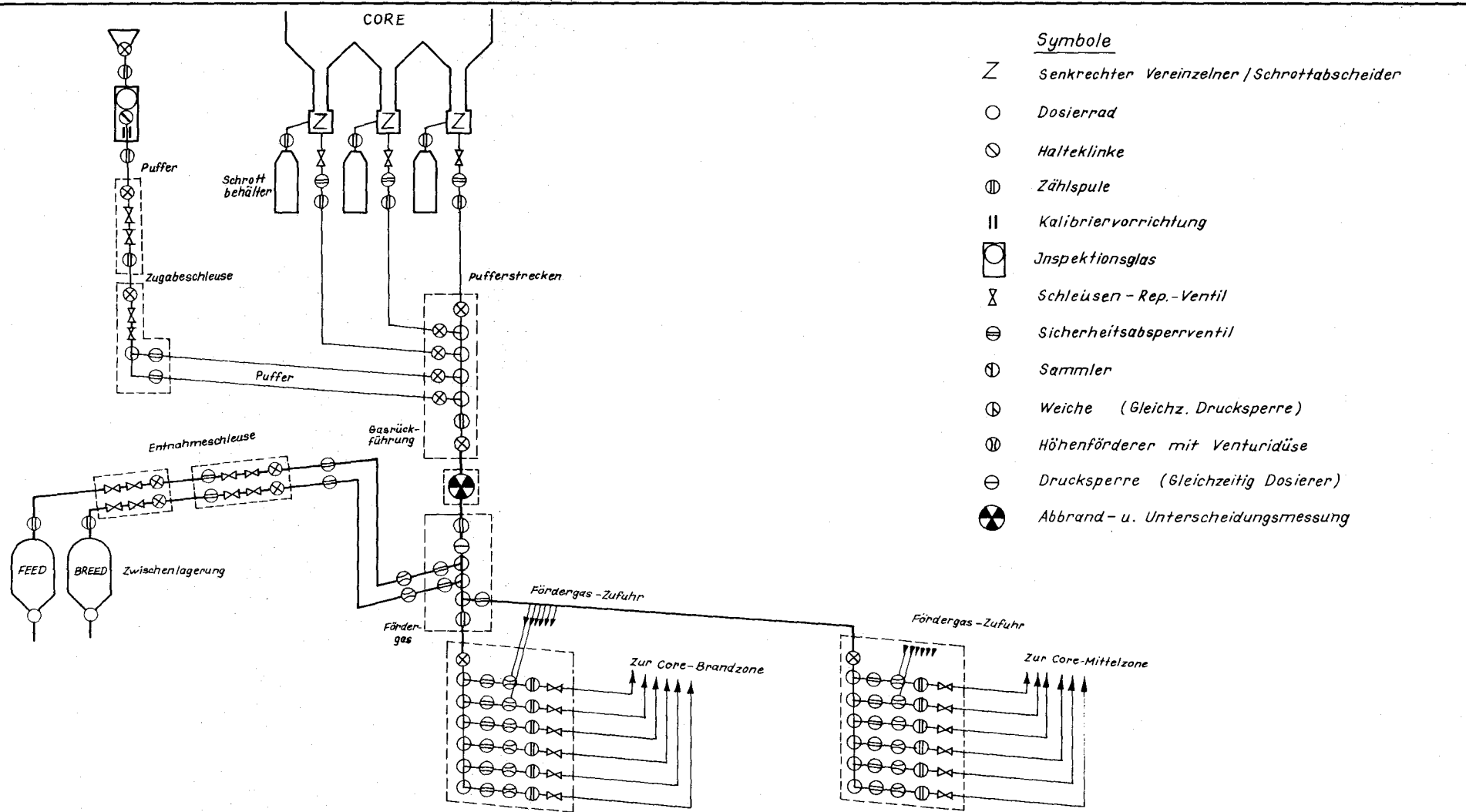


Abb. 7

Gez. 28. 8. 68 FLÖ.	EISENVERHÜTTUNGS-STUDIE	
BBC/KRUPP	FLUSCHEMA - BESCHICKUNGSANLAGE (OHNE FÖRDERGASKREISLAUF)	EJ3 110 001 (Zweiterlg.)

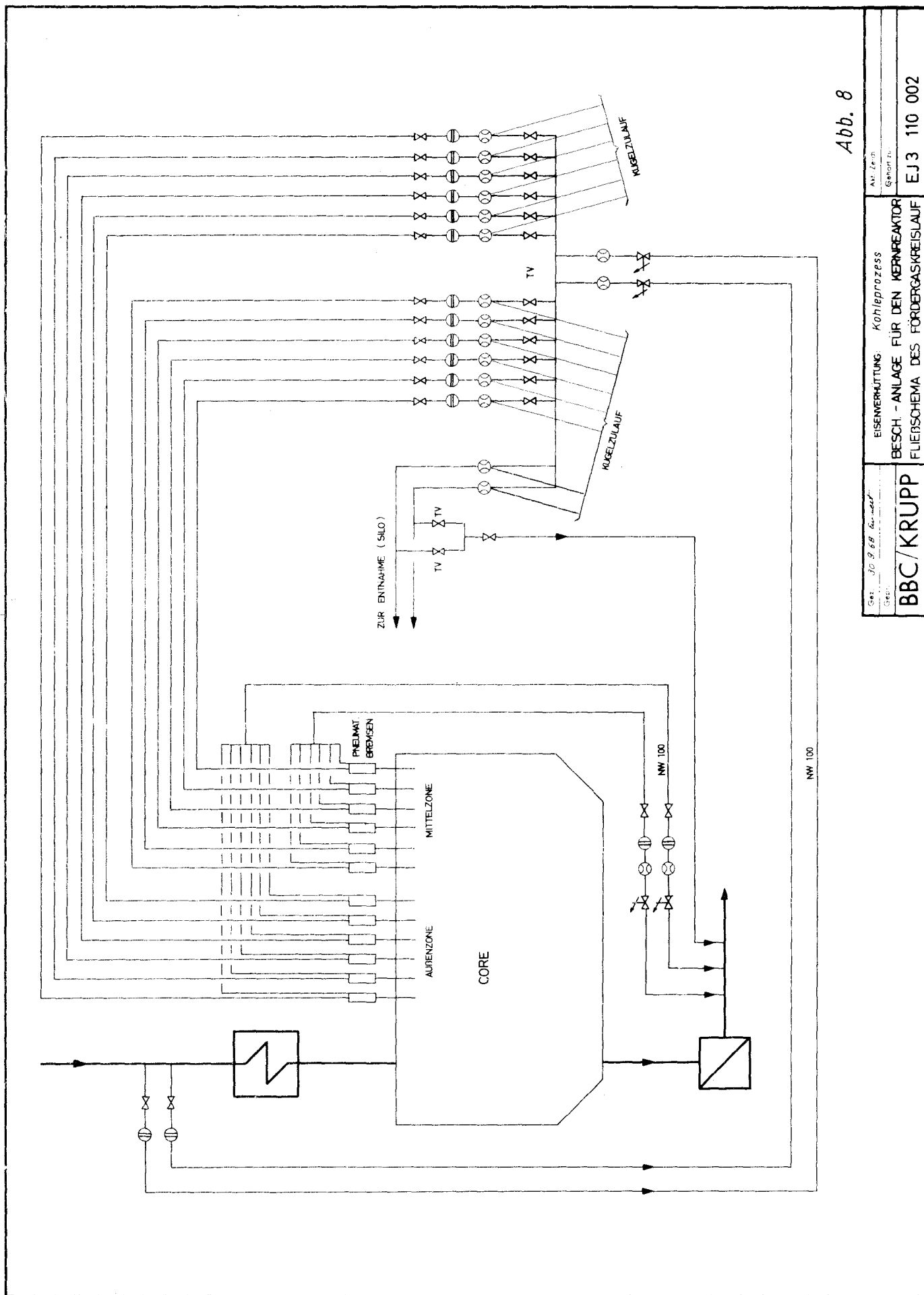


Abb. 8

Ges. 30 9 68 Zeichner Bearb.	EISENERHÜTUNG Kohleprozess BESCH - ANLAGE FÜR DEN KERNREAKTOR FLIEßSCHEMA DES FÖRDERKREISLAUF	Nr. 12-10 Geod. Nr.
BBC/KRUPP	EJ3 110 002	

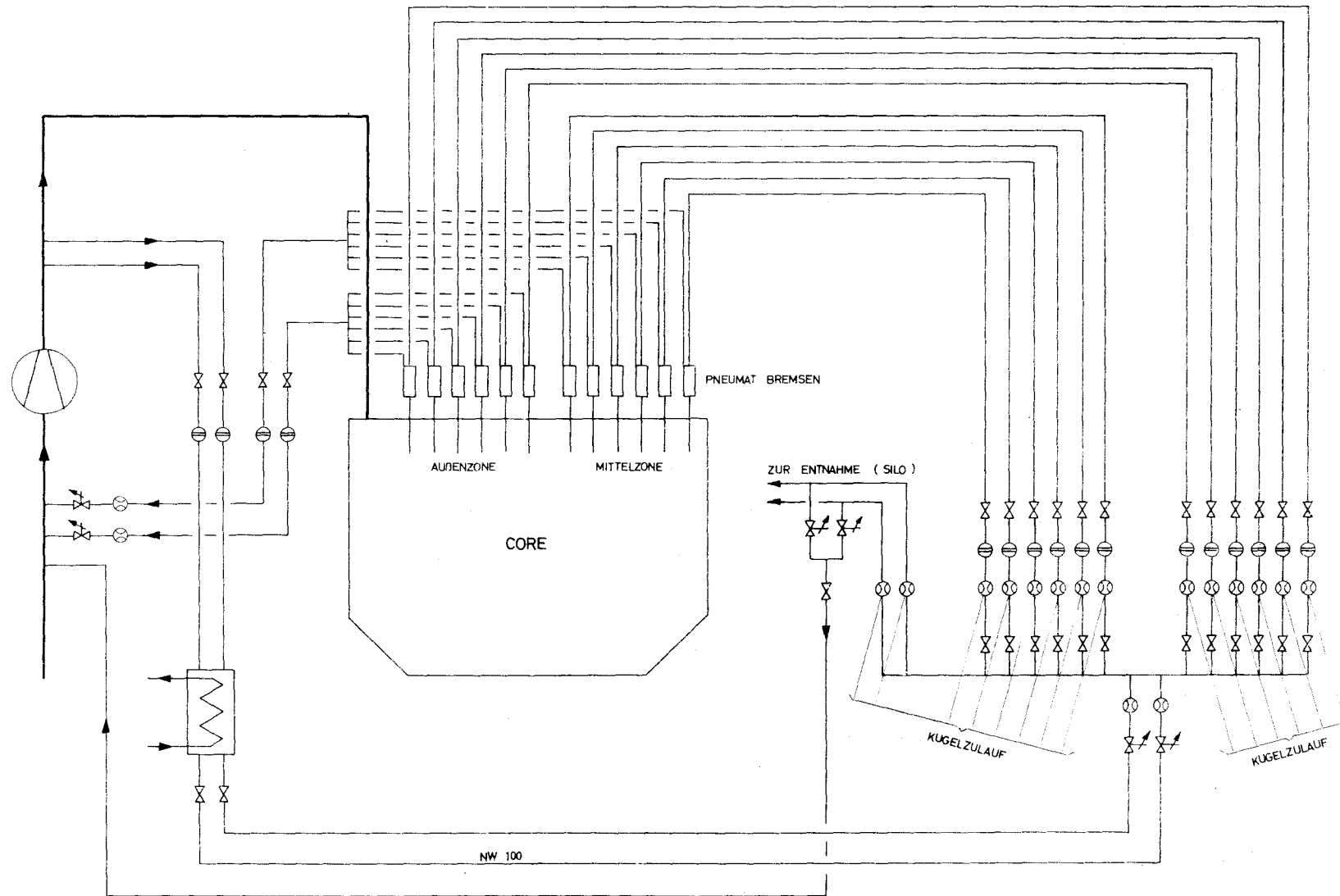


Abb. 9

Gez. 27.9.68 Emsland	EISENVERHÜTTUNG: ERDGASPROZESS	Alt. Zeit
*Gedr.	FÖRDERGASKREISLAUF D. BESCHICKUNGS- ANLAGE DES KERNREAKTORS	Gebört zu
BBC/KRUPP		EJ3 110 003

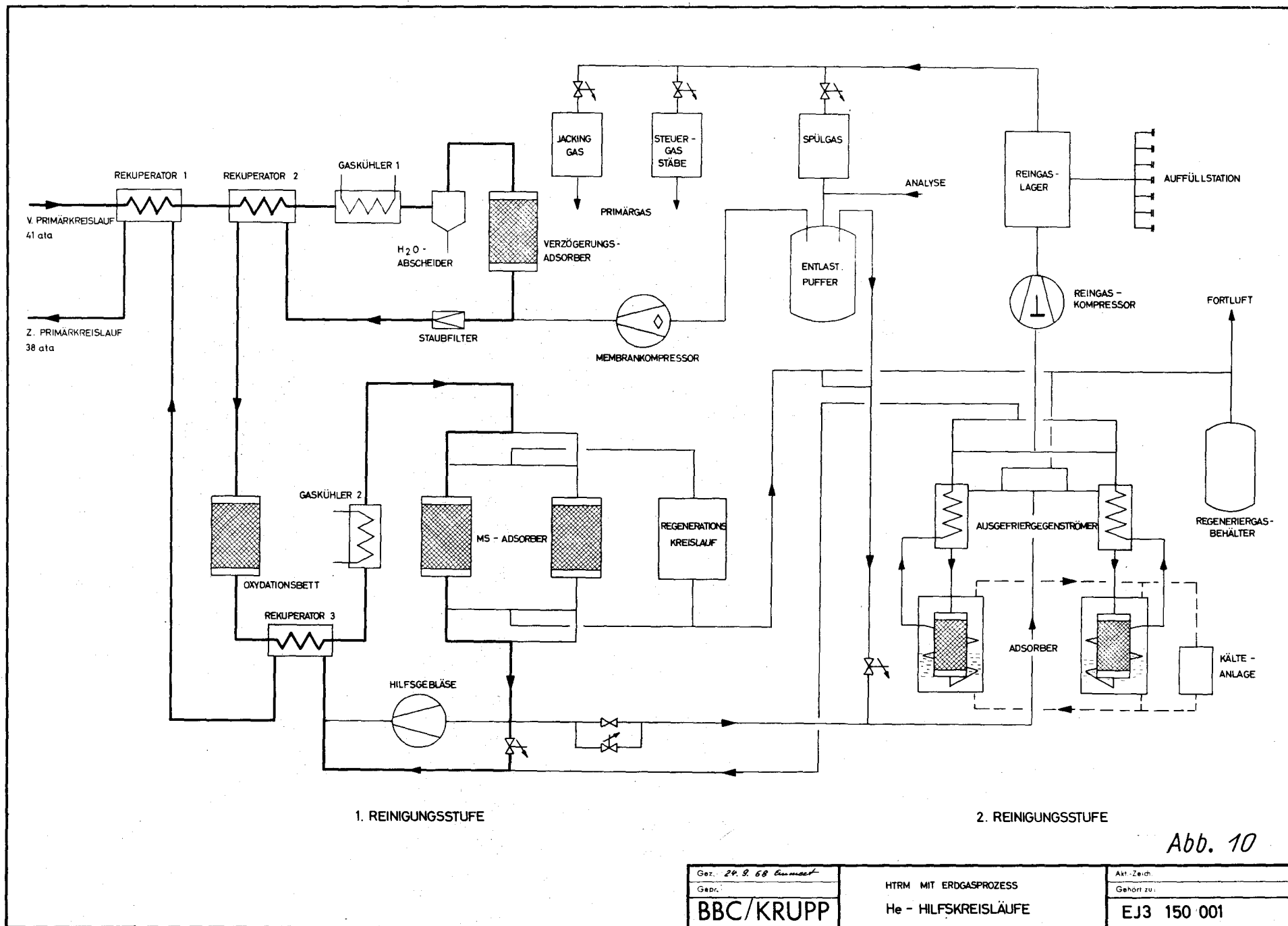
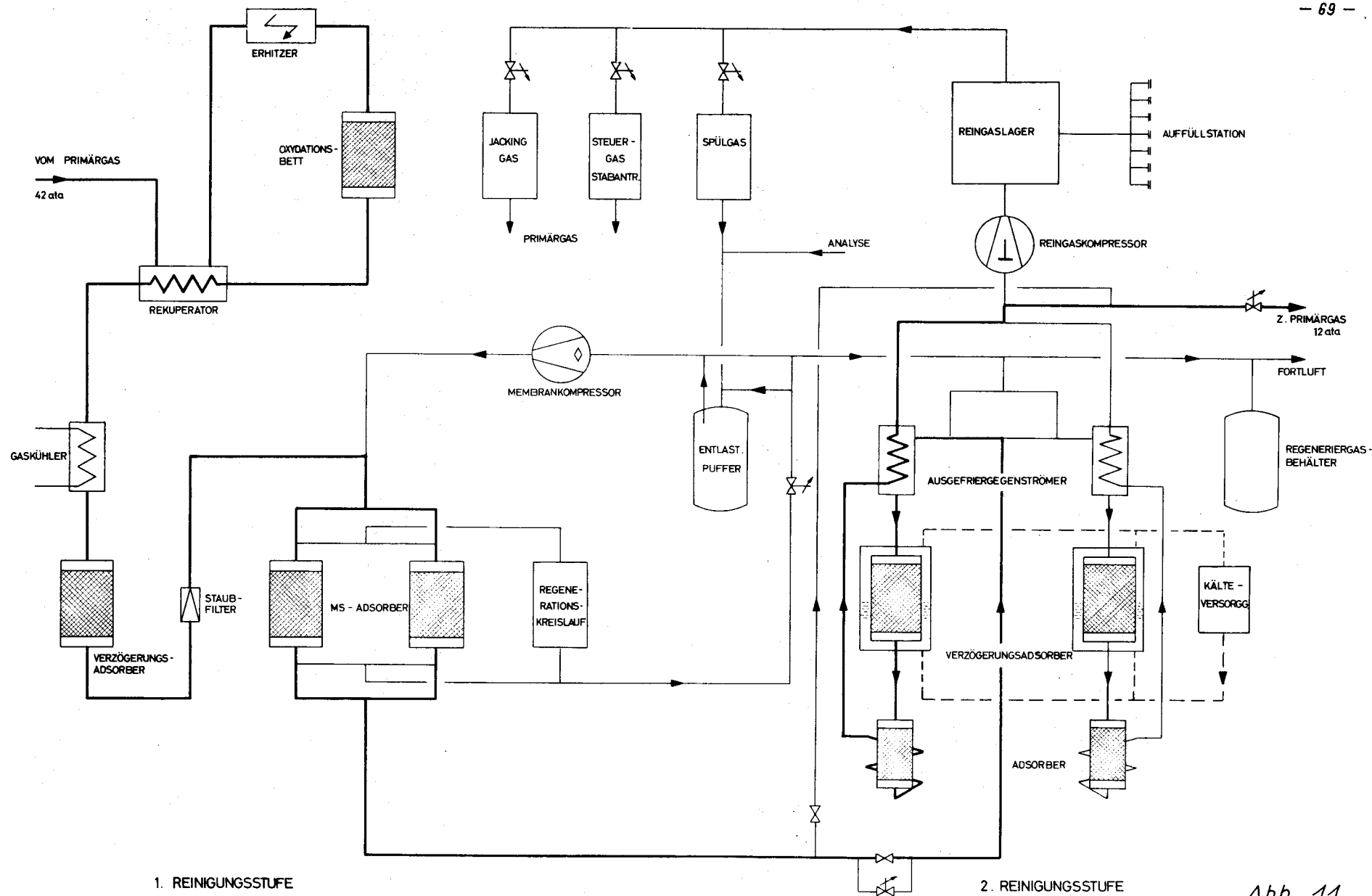


Abb. 10

Gez. 24.9.68 <i>Bumast</i>	HTRM MIT ERDGASPROZESS	Akt.-Zeich.
Gepr.	He - HILFSKREISLÄUFE	Gehört zu:
BBC/KRUPP		EJ3 150 001



1. REINIGUNGSSTUFE

2. REINIGUNGSSTUFE

Abb. 11

23.9.68

HTRM mit Kohleprozess

Annuität a als Funktion von i (Zins- +
Steuersatz) und n (Abschreibungsjahre)

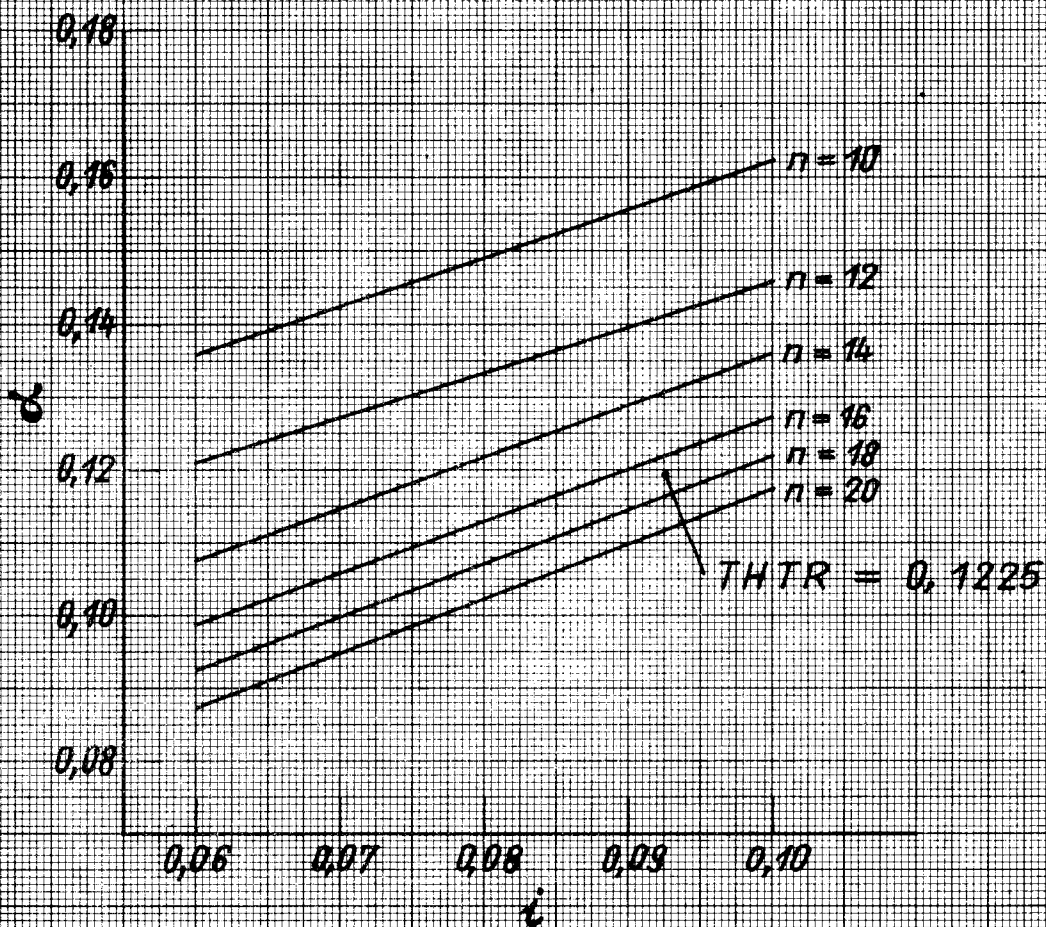


Abb. 12

Kosten der thermischen Energie für den Erdgasprozeß

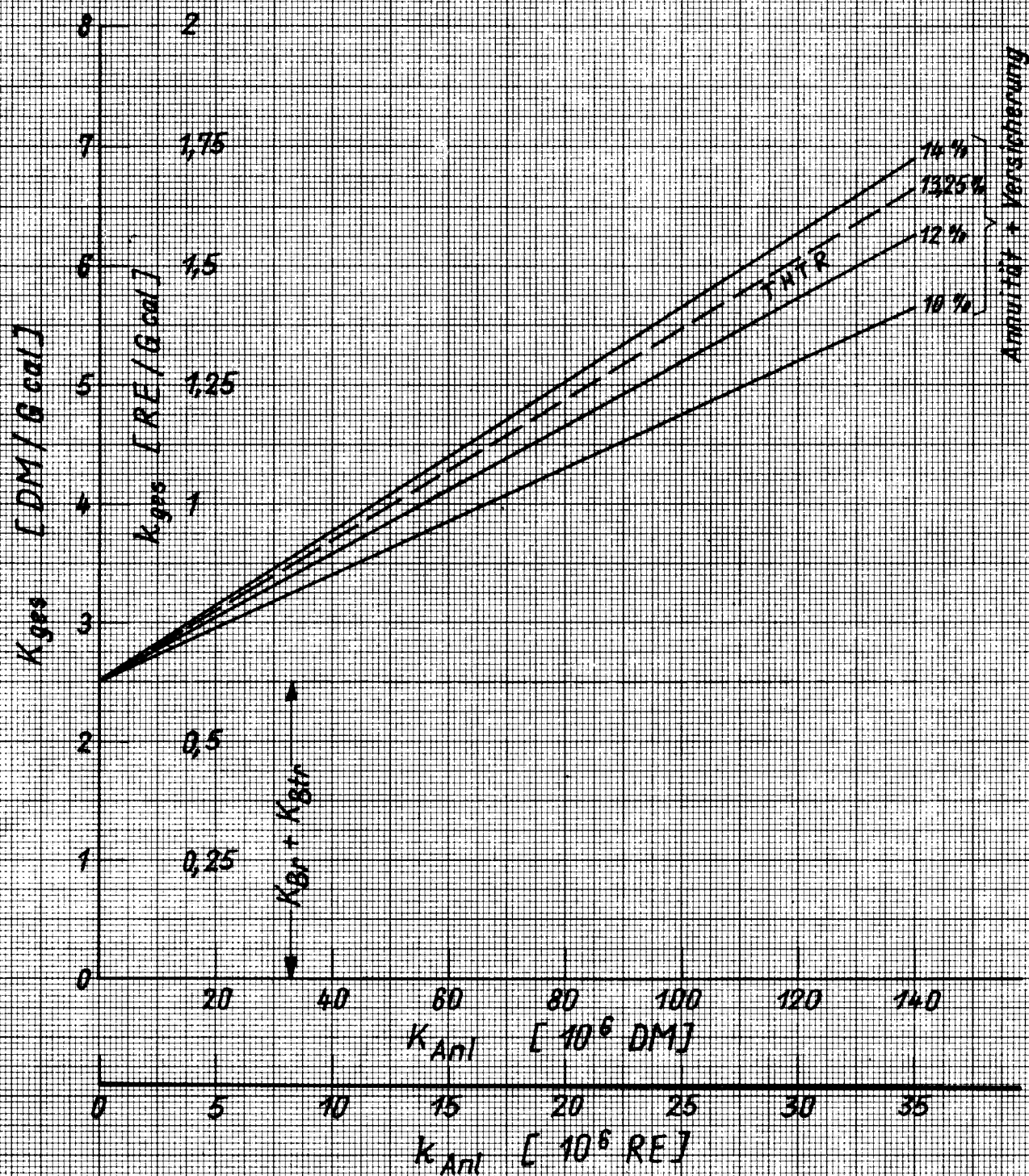


Abb. 13

Kosten der thermischen Energie für den Kohleprozeß

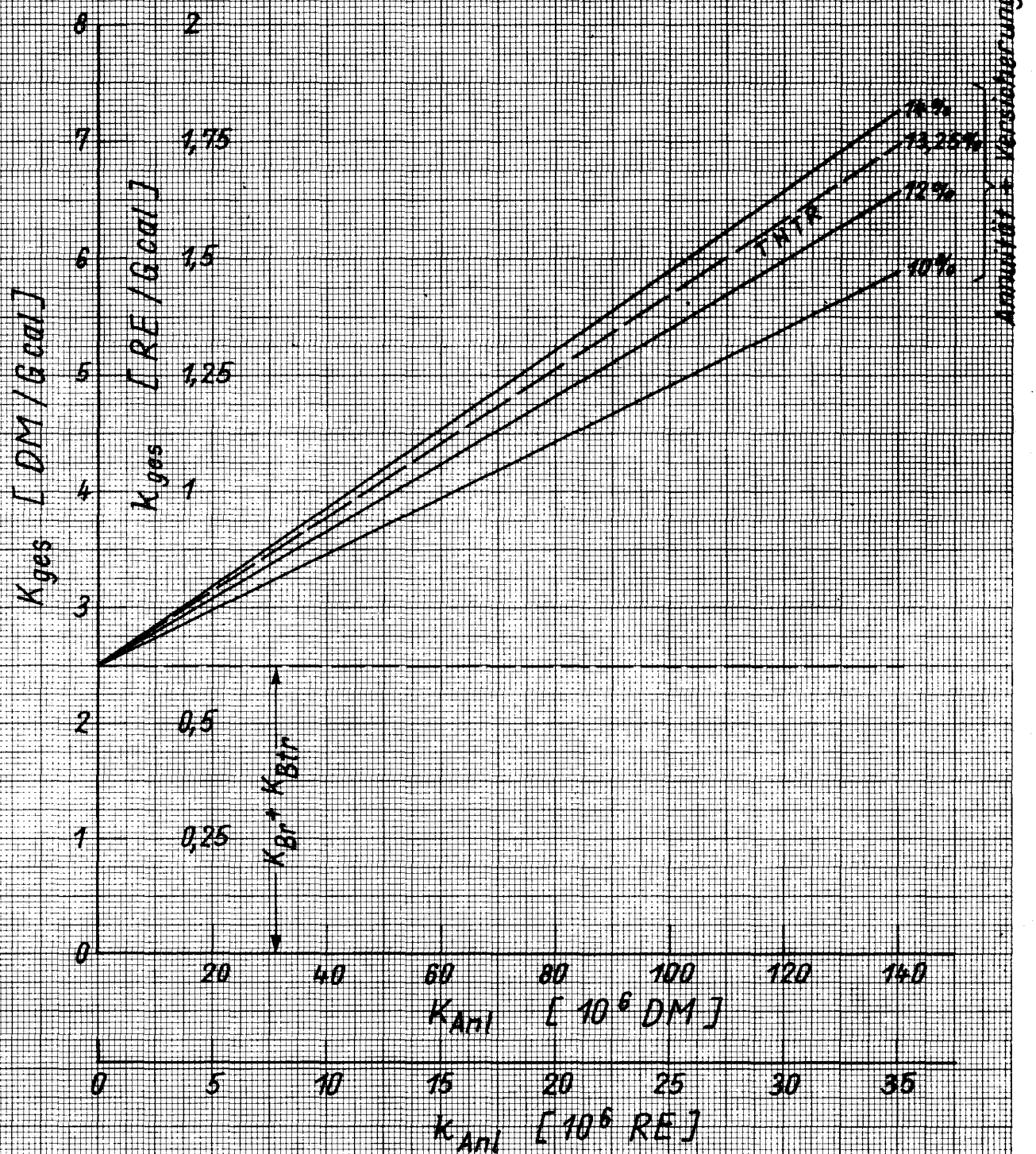


Abb. 14

3. Berechnung und Dimensionierung von Wärmetauschern*)

3.1 Die Wärmeübertragung an den Methanprozeß

3.1.1 Grundlagen

Das Verfahrensschema ist im Plan Nr. 147-25 (Abb. 15) wiedergegeben. Er zeigt, wie der Nuklearreaktor mit der siderurgischen Anlage verbunden ist. Der Plan stimmt in seinen Grundlagen mit den Daten des Centro Sperimentale Metallurgico (Kap. 4.1 und Abb. 26) überein, ist jedoch der hier vorliegenden Fragestellung besonders angepaßt. Bei den folgenden Berechnungen werden die Wärmebedarfszahlen aus Kapitel 4.1 übernommen. Für die spezifische Wärme des Helium wird ein von Druck und Temperatur unabhängiger Wert $C_p = 5,195 \frac{\text{KJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$ angesetzt.

3.1.2 Zusammenstellung des Bedarfs an thermischer und elektrischer Energie

a) Steam reforming (R-2 in Abb. 15)

Zahl der Gefäße	: 6
Gesamte Wärmezufuhr durch Helium	: 292 MW
Wärmezufuhr pro Gefäß	: 49,66 MW
Eintrittstemperatur des Heliums	: 900 °C
Austrittstemperatur des Heliums	: 750 °C

*) Erstellt durch Societé pour l'industrie Atomique, Paris
Bearbeiter MM. Audinet, Saias, Soubelet

b) Vorwärmung des Reduktionsgases (E-8)

Zahl der parallel geschalteten Aggregate	: 6
Gesamte Wärmezufuhr durch Helium	: 184 MW
Wärmezufuhr pro Gefäß	: 30,66 MW
Eintrittstemperatur des Heliums	: 900°C
Austrittstemperatur des Heliums	: 750°C

c) Zwischenerhitzung des Reduktionsgases (E-9)

Zahl der parallel geschalteten Aggregate	: 6
Gesamte Wärmezufuhr durch Helium	: 63 MW
Wärmezufuhr pro Aggregat	: 10,50 MW
Eintrittstemperatur des Heliums	: 900°C
Austrittstemperatur des Heliums	: 775°C

Die Austrittstemperatur des Heliums wurde hier mit 775°C höher gewählt als bei E-8, um die Wärmeübertragung zu begünstigen.

d) Dampferzeugung für das Steam-Reforming (E-7)

Zahl der Gefäße	: 6
Gesamte Wärmezufuhr durch Helium	: 109 MW
Wärmezufuhr pro Gefäß	: 18,17 MW
Eintrittstemperatur des Heliums	: 399°C
Austrittstemperatur des Heliums	: 280°C

Entsprechend der Auslegung durch das Centro Sperimentale Metallurgico übernimmt der Dampferzeuger nur einen Teil des Heliums, das aus dem Hauptdampferzeuger für die Turbinen austritt.

e) Bedarf an elektrischer Leistung

Der Bedarf an elektrischer Leistung für den siderurgischen Prozeß liegt in der Größenordnung von 300 MW_e. Es ist eine Pumpleistung von 40 MW_e erforderlich. Einschließlich aller Hilfsaggregate ergibt sich eine Gesamtabnahme von 500 MW_e. Zur Sicherheit wurde diese Zahl auf 540 MW_e erhöht. Demnach ergibt sich eine Überschubleistung von 240 MW_e, die frei verfügbar ist.

3.1.3 Thermische Leistung des Reaktors

Die thermische Leistung des Kernreaktors muß den Verbrauch des siderurgischen Prozesses an thermischer Energie decken und die notwendige elektrische Leistung zur Vergütung stellen.

- a) Der metallurgische Prozeß benötigt nach Abschnitt 3.1.2 insgesamt $648 \text{ MW}_{\text{th}}$.
- b) Der Wirkungsgrad bei der Elektrizitätserzeugung wird mit 0,41 angesetzt. Die notwendige thermische Leistung ergibt sich daraus zu 1310 MW.
- c) Die gesamte thermische Leistung des Reaktors beträgt damit 1958 MW.
- d) Die abgegebene Nutzleistung des Reaktors - nach Abzug der Gebläse - beträgt 1918 MW.

3.1.4 Bestimmung der Heliummengen

Man benutzt die Gleichung $Q = D \cdot C \cdot \Delta T$

Dabei ist:

Q = ausgetauschte Nutzleistung in kW

C = spezifische Wärme des Heliums in $\text{kJ/kg } ^\circ\text{C}$

ΔT = Temperaturdifferenz in $^\circ\text{C}$

Aus dieser Gleichung ergeben sich die pro Zeiteinheit benötigten Heliummengen zu:

- a) Für das Steam-Reforming (R-2) : 375 kg/sec.
 - b) Für die Vorwärmung des Reduktionsgases (E-8): 236 kg/sec.
 - c) Für die Zwischenerhitzung des Reduktionsgases (E-9): 97 kg/sec.
- Damit ergibt sich ein gesamter Heliumdurchsatz von 708 kg/sec.

3.1.5 Bestimmung der Temperaturabnahme des Heliums in einem Aggregat

Mit Hilfe der Wärmebilanz lassen sich folgende Temperaturänderungen des Heliums berechnen:

- a) Temperaturabfall im Hauptdampfzeuger $\Delta T = 356^{\circ}\text{C}$, von 755°C auf 399°C . Die Eintrittstemperatur von 755°C ergibt sich bei der Mischung der einzelnen Ströme, die R-2, E-8 und E-9 durchlaufen haben.
- b) Der Temperaturabfall im Dampfgenerator E-7 beträgt 119°C . Das Helium tritt mit 399°C ein und mit 280°C aus.
- c) Die Mischtemperatur des Heliums, das durch E-7 oder an E-7 vorbeigeströmt ist, wird um 30°C gesenkt. Vor den Gebläsen beträgt daher die Temperatur des Heliums $399^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C} = 369^{\circ}\text{C}$.
- d) Die Temperatur des Heliums hinter den Gebläsen K. Die gesamte Leistung der Gebläse bewirkt, abgesehen von thermischen Verlusten, eine Temperaturerhöhung des Heliums um 11°C von 369°C auf 380°C .

3.1.6 Angliederung der siderurgischen Anlage

Während die siderurgische Anlage auf sechs parallelen Strängen arbeitet, siehe Kapitel 4.1, wird auf der Generatorseite nur ein Block von 540 MW_e installiert. Dieser Generatorblock muß von dem gesamten Helium, das die siderurgische Anlage durchlaufen hat, beaufschlagt werden. Entsprechend den sechs siderurgischen Strängen sind 6 Gebläse von je $6,66\text{ MW}_e$ erforderlich. Die Aufteilung in 6 parallele Stränge ist in Abb. 15 nicht wiedergegeben, da diese nur zum Ziele hat, den gesamten Stofffluß darzustellen.

Die Rohrleitungen und die notwendigen Verschlußorgane erfordern wegen der erheblichen technologischen Schwierig-

keiten hohen Aufwand. Die hohen Temperaturen, der Druck, die großen Durchsatzleistungen und die Dichtigkeit stellen hohe Forderungen an die Qualität und Verarbeitung des Materials.

3.1.7 Wahl des innern Durchmessers der Rohrleitungen

In erster Näherung werden die Druckverluste in den Verbindungsleitungen vernachlässigt und ein konstanter Druck von 40 bar angenommen. Dann beträgt die Dichte des Heliums

$$\rho = 48,1 \cdot 40 \left[\frac{T}{T_{0K}} \right]^{-1} \text{ kg/m}^3$$

Für die Strömungsgeschwindigkeit des Heliums wird ein Wert von 40 m/sec angenommen. Für diese mittlere Geschwindigkeit werden die notwendigen Rohrdurchmesser ϕ ermittelt:

$$\left[\frac{\phi}{\text{cm}} \right] = 0,407 \left[\frac{D}{\text{kg/sec}} \right]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{T}{T_{0K}} \right]^{\frac{1}{2}}$$

a) Leitungen zum Steam-Reforming-Reaktor (R-2)

Eintrittstemperatur 1173 °K, Durchsatz 62,5 kg/sec, $\phi = 110 \text{ cm}$
Austrittstemperatur 1023 °K, $\phi = 81,5 \text{ cm}$

b) Leitungen zum Gasvorwärmer (E-8)

Eintrittstemperatur 1173 °K, Durchsatz 39,4 kg/sec, $\phi = 87,5 \text{ cm}$
Austrittstemperatur 1023 °K, $\phi = 81,5 \text{ cm}$

c) Leitungen zum Zwischenerhitzer (E-9)

Eintrittstemperatur 1173 °K, Durchsatz 16,18 kg/sec,
 $\phi = 56 \text{ cm}$
Austrittstemperatur 1048 °K, $\phi = 53 \text{ cm}$

d) Sammelleitung zu einem siderurgischen Strang

Eintrittstemperatur 1173°C , Durchsatz 118 kg/sec , $\phi = 152,5\text{ cm}$
Austrittstemperatur 1028°K (Leitungen zum Hauptverdampfer),
 $\phi = 142\text{ cm}$.

Es wäre sicherlich vorteilhaft, statt eines zwei parallele Rohre zu verwenden. Statt einer Leitung mit $152,5\text{ cm}$ würden dann zwei mit $\phi = 107,5\text{ cm}$ Durchmesser, statt einer mit $\phi = 142\text{ cm}$ zwei mit $\phi = 1\text{ m}$ verlegt.

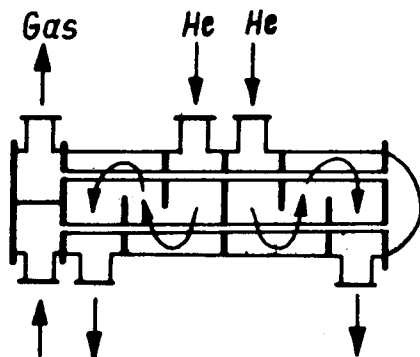
e) Verbindungsleitung zum Gebläse K

Eintrittstemperatur 642°K , Durchsatz 118 kg/sec , $\phi = 112\text{ cm}$
Austrittstemperatur 653°K , $\phi = 113\text{ cm}$

3.1.8 Auslegung der Wärmeaustauscher für den siderurgischen Prozeß

3.1.8.1 Wärmetauscher E-8

Zweck	: Vorwärmung des Reduktionsgases
Zahl	: 6 parallel
Art	: SPLIT FLOW mit Rohrbündeln
Gesamte Austauschoberfläche	: 1332 m^2
Oberfläche pro Tauscher	: 222 m^2



Betriebswerte und charakteristische physikalische Daten der Gase

	<u>Einheit</u>	<u>Heizseite</u>	<u>Kühlseite</u>
Umlaufendes Gas		Helium	Reduktionsgas
Eintrittstemperatur	°C	900	225
Austrittstemperatur	°C	750	760
Gesamtmassendurchsatz	kg/s	236	50,4
Massendurchsatz pro Tauscher	kg/s	39,5	8,4
Mittlere Temperatur Θ	°C	825	492,5
Dichte bei Θ	kg/m ³	1,77	1,5
Spez. Wärme bei Θ	kcal/kg°C	1,24	1,61
Viskosität bei Θ	kg/s.m	$5,05 \cdot 10^{-5}$	$2,25 \cdot 10^{-5}$
Wärmeleitfähigkeit bei Θ	kcal/h.m.°C	$3,44 \cdot 10^{-1}$	$2,38 \cdot 10^{-1}$
Mittlerer Betriebsdruck	at	40	21

Charakteristische thermische Daten des Tauschers

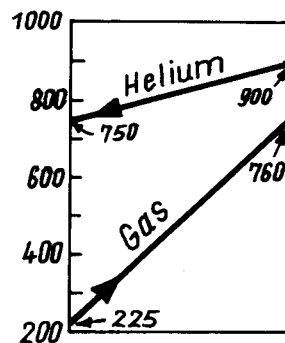
Die mittlere logarithmische Temperaturdifferenz beträgt bei einem idealen Austausch

$$\Delta \Theta_{\log} = 290^{\circ}\text{C}$$

Der Korrekturfaktor für einen Wärmetauscher mit einem äußeren und 2 K (K=1,2...) inneren Durchgängen beträgt:

$$F_T = 0,81$$

Dieser zu niedrige Wert wurde zur Sicherheit der Auslegung des vorliegenden "SPLIT FLOW"-Wärmetauschers zugrunde gelegt. Damit wird die korrigierte logarithmische Temperaturdifferenz $\Delta \Theta_{\log} = 235^{\circ}\text{C}$



Gesamte zu übertragende thermische Leistung : $184 \text{ MW} = 158,5 \cdot 10^6 \text{ kcal/h}$

Thermische Leistung pro Tauscher : $26,5 \cdot 10^6 \text{ kcal/h}$

Berechneter Wärmeübergangskoeffizient : $535 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$

Wärmeleitfähigkeit der Rohre : $3,6 \cdot 10^{-2} \text{ W/°C.cm}$

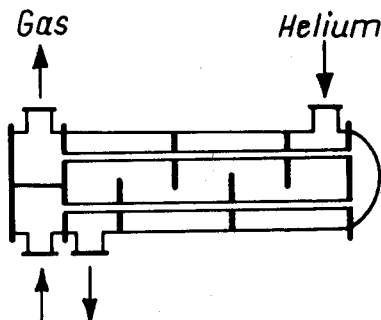
Gesamter Wärmeübergangskoeffizient : $500 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$

Charakteristische Abmessungen des Wärmetauschers

Innerer Durchmesser	: 1015 mm
Mittlere nutzbare Länge des Rohrbündels	: 4,60 m
Gesamtlänge ca.	: 5,80 m
Rohrbündel: 405 U-förmige Rohre mit einer mittleren Länge von	
9,2 m	
Umlenkung zur Erzielung eines SPLIT FLOW	
Zahl der Umlenkungen	: $2 + 1 + 2 = 5$
Abstand zwischen den Umlenkungen	: 0,765 m
Querschnittsverengung durch die Umlenkung	: 25 %
Durchmesser der Rohre außen	: 19,1 mm
" " " innen	: 14,8 mm
Anordnung der Rohre	: gleichseitiges Dreieck, Seitenlänge: 25,4 mm
Druckverluste auf der Heliumseite	: 0,83 bar
" " " Reduktionsgasseit	: 0,60 bar

3.1.8.2 Wärmetauscher E-9

Zweck	: Zwischenerhitzung des Reduktions- gases
Zahl	: 6 parallel
Art	: Rohrbündel in U-Form
Gesamte Austauschoberfläche	: 1440 m^2
Oberfläche pro Tauscher	: 240 m^2



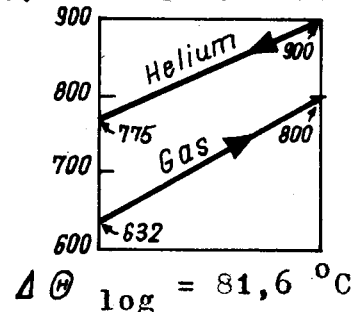
Betriebswerte und charakteristische physikalische Daten der Gase

	<u>Einheit</u>	<u>Heizseite</u>	<u>Kühlseite</u>
Umlaufendes Gas		Helium	Reduktionsgas
Eintrittstemperatur	$^{\circ}\text{C}$	900	632
Austrittstemperatur	$^{\circ}\text{C}$	775	800
Massendurchsatz pro Tauscher	kg/s	16,2	13,6
Mittlere Temperatur Θ	$^{\circ}\text{C}$	837,5	716
Dichte bei Θ	kg/m ³	1,76	1,9
Spez. Wärme bei Θ	Kcal/kg. $^{\circ}\text{C}$	1,24	1,11
Viskosität bei Θ	kg/s.m	$5,08 \cdot 10^{-5}$	$3,12 \cdot 10^{-5}$
Wärmeleitfähigkeit bei Θ	kcal/h.m $^{\circ}\text{C}$	$3,46 \cdot 10^{-1}$	$2,20 \cdot 10^{-1}$
Mittlerer Betriebsdruck	at	40	21
Gesamtmassendurchsatz	kg/s	97	81,2

Charakteristische thermische Daten des Austauschers

Die mittlere logarithmische Temperaturdifferenz beträgt bei einem idealen Austauscher $\Delta \Theta_{\log} = 120^{\circ}\text{C}$. Zur Sicherheit wurde der Korrekturfaktor für einen

Wärmetauscher mit einem äußeren und 2k (k=1,2...) inneren Durchgängen gewählt zu: $F_T = 0,68$. Damit wird die korrigierte mittlere logarithmische Temperaturdifferenz



Gesamte zu übertragende thermische Leistung

: 63 MW = $54,2 \cdot 10^6$ kcal/h

Thermische Leistung pro Tauscher

: $9,03 \cdot 10^6$ kcal/h

Berechneter Wärmeübertragungskoeffizient

: $500 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}$

Wärmeleitfähigkeit der Rohre

: $3,6 \cdot 10^{-2} \text{ W/}^{\circ}\text{C} \cdot \text{cm}$

Gesamter Wärmeübergangskoeffizient

: $460 \text{ kcal/h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}$

Hemmung durch Verschmutzung der Rohre

: $1,7 \cdot 10^{-4} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C/kcal}$

Bemerkungen

1. Die Austrittstemperatur des Heliums wird von 750 auf 775 °C erhöht, um die Temperaturdifferenz zwischen Helium und Reduktionsgas zu erhöhen.
2. Es wurde nur eine geringe Verschmutzung des Rohrbündels durch das Reduktionsgas angenommen. Daher muß eine wirksame Reinigungsanlage dem Wärmetauscher vorgeschaltet werden. Anderenfalls sind die oben angeführten Rechnungen entsprechend abzuändern.
3. Der Druck im Reduktionsgas wurde mit 21 bar angesetzt. Er ist damit identisch mit dem im vorgeschalteten Austauscher E-2. Dies setzt voraus, daß der Druck vor dem Austauscher E-3 auf 21 bar angehoben wird.

Charakteristische Abmessungen des Wärmeaustauschers

Innerer Durchmesser	: 1120 mm
Mittlere nutzbare Länge des Rohrbündels	: 4,00 m
Gesamtlänge ca.	: 5,30 m
Rohrbündel	: 500 U-förmige Rohre mit einer mittleren Länge von 8 m
Umlenkungen: Zahl der Umlenkungen	: 4
Abstand der Umlenkungen	: 0,8 m
Querschnittsverengung durch die Umlenkung	: 25 %
Durchmesser der Rohre außen	: 19,1 mm
" " " innen	: 14,8 mm
Anordnung der Rohre	: gleichseitiges Dreieck, Seitenlänge: 25,4 mm
Druckverluste auf der Heliumseite	: 0,83 bar
" " " Reduktionsseite	: 0,81 bar

3.1.9 Materialien und Technologie

Bei der Temperatur von 900 °C scheinen nur Nickel-Chrom-Verbindungen geeignet zu sein. Bei den Rohren kann man zwischen bekannten Fabrikaten wählen (s. Kapitel 4.1.2).

3.1.10 Offene Probleme

Die noch zu lösenden Probleme sind im wesentlichen metallurgischer Art. Temperatur (900 °C) und Druck (19 atm) sind die bestimmenden Auslegungsparameter für die Wärmetauscher. Außerdem sind die Wärmetauscherrohre direkt im Kontakt mit einem heißen Reduktionsgas. Dieses Gas, das praktisch reiner Wasserstoff ist, bewirkt eine Versprödung der Werkstoffe (Ni-Cr Legierungen), die normalerweise ein gutes Verhalten bei den betreffenden Temperaturen zeigen. In diesem Zusammenhang muß der Einfluß des Nickels weiter untersucht werden. Zug- und Biege-Versuche als Funktion der Alterung müssen durchgeführt werden.

Leitungen für heißes Gas stellen keine Probleme in der herkömmlichen Metallurgie dar. Hier kommen jedoch noch die Bedingung des hohen Druckes und die Forderung nach Heliumdichtheit hinzu. Die Ermittlung des günstigsten Materials erfordert weitere Untersuchungen.

3.2 Die Wärmeübertragung an den Feststoff-Reduktionsprozeß

3.2.1 Einführung

In den folgenden Abschnitten werden die charakteristischen Daten eines Wärmeaustauschers diskutiert, der zwischen den wärmeabgebenden Heliumkreislauf des Reaktors und einen wärmeaufnehmenden Bleikreislauf geschaltet wird. Die Wärme des Bleies wird an den siderurgischen Prozeß abgegeben. Zunächst wird die Funktion des Wärmeaustauschers umrissen, dann die Konzeption festgelegt und die Rohre und Hauptabmessungen geeignet gewählt.

Für den Wärmetauscher ist als Material Graphit vorgesehen.

3.2.2 Allgemeine Betriebsbedingungen des Wärmetauschers

Die Lage des Wärmetauschers im Kreislauf geht aus Abb.2 hervor. Das unter einem Druck von 40 bar aus dem Reaktor austretende Helium beheizt die Rohre, in denen das flüssige Blei zirkuliert. Das Rohrbündel ist so tief in die Erde verlegt, daß das Gewicht der Bleisäule (37,5m) den Druck des Heliums ausgleicht.

3.2.2.1 Betriebsdaten

Absugebende Leistung : 600 MW

Betriebsdaten des Heliums:

Eintrittstemperatur	: 1200	°C
Austrittstemperatur	: 950	°C
Mittlere Temperatur	: 1075	°C
Durchsatz	: 468	kg/sec
Druck	: 40	bar

Physikalische Daten des Heliums bei 40 bar und 1075°C:

Dichte (kg/m ³)	: 1,45
Spezifisches Volumen (m ³ /kg)	: 0,69
Dynamische Viskosität (kg/ms)	: 5,78·10 ⁻⁵
Spezifische Wärme (kcal/kg°C)	: 1,245
Wärmeleitfähigkeit (kcal/mh°C)	: 0,4

Betriebsdaten des Bleies:

Eintrittstemperatur	: 900	°C
Austrittstemperatur	: 1150	°C
Mittlere Temperatur	: 1025	°C
Durchsatz	: 12.000	kg/sec
Druck	: 40	bar

Physikalische Daten des Bleies:

Dichte (kg/m^3)	: $10,2 \cdot 10^3$
Dynamische Viskosität (kg/ms)	: $1,1 \cdot 10^{-3}$
Spezifische Wärme ($\text{kcal/kg } ^\circ\text{C}$)	: 0,04
Wärmeleitfähigkeit ($\text{kcal/mh } ^\circ\text{C}$)	: 15

3.2.3 Auslegung des Wärmeaustauschers

3.2.3.1 Wahl des Materials

Für die o.g. Arbeitsbedingungen sind die Graphitqualitäten DIABON/DURABON der Firma SIGRI vorgesehen.

3.2.3.2 Grundeinheit

Eine Grundeinheit besteht aus einem oder mehreren Rohren zwischen zwei Sammlern. Diese Rohre können entweder glatt oder profiliert sein.

3.2.3.3 Aufbau des Tauschers

Die Grundeinheiten (Abb. 16) sind übereinander geschichtet und bilden eine Säule. Mehrere Säulen stehen nebeneinander. An beiden Enden der Säulen sind Anschlußkästen. In diesen steigt das Blei von einer Grundeinheit in die darüberliegende.

Das Blei wird beim Eintritt in den Wärmetauscher auf die einzelnen Säulen verteilt. Beim Austritt werden die einzelnen Ströme wieder zusammengefaßt. Das Blei zirkuliert horizontal in den einzelnen Rohren, gelangt aber durch die einzelnen Anschlußkästen, in denen es in die darübergelegene Schicht geleitet wird, durch die ganze Säule von unten nach oben. Die Hauptströmungsrichtung ist damit entgegengesetzt zu der des Heliums, das außerhalb der Rohre von oben nach unten strömt.

3.2.4 Berechnung der Parameter

3.2.4.1 Ziel

Ziel der folgenden Abschnitte ist es, die charakteristischen Daten des einzelnen Rohres zu bestimmen und die Abmessungen Länge, Breite und Höhe sowie die Druckverluste des Heliums und des Bleies optimal zu wählen.

3.2.4.2 Methode

Die Länge des Austauschers wird durch die Länge der Rohre bestimmt. Die Länge der Rohre wird durch die maximal zulässige Biegebeanspruchung, die durch das Bleigewicht auftritt, beschränkt. Bei der Ermittlung der übrigen charakteristischen Daten wurden folgende Parameter unabhängig variiert:

Länge des Rohres	: L
Außendurchmesser und Innendurchmesser	: d_e und d_i
Rohrabstand	: p
Geschwindigkeit des Heliums	: V_{He}
Geschwindigkeit des Bleies	: V_{Pb}

Außerdem wurde der Einfluß einer Profilierung der Rohre untersucht.

3.2.4.3 Resultate

3.2.4.3.1 Länge des Austauschers

Die Stützweite eines Rohres ist begrenzt durch die zulässige Biegebeanspruchung. In der Abb. 147-13 (Abb. 17) ist für 7 SIGRI-Rohrarten die Biegespannung in Abhängigkeit von der Stützweite aufgetragen. Die Biegebruchspannung des imprägnierten Graphits liegt nach Angaben der Herstellerfirma bei etwa $4,5 \text{ kp/mm}^2$. Zur Sicherheit wurde ein Wert von 2 kp/mm^2 nicht überschritten. Daraus ergeben sich folgende Stützweiten:

Rohrdurch- messer [mm]	50-37	32-22	40-25	70-50	50-25	37-15	70-32
Stützweiten [mm]	0,9	1	1,25	1,35	2	2,5	2,5

Da es technologisch vorteilhafter ist, zwischen den Umleitungskästen keine Zwischenwände einzubauen, entspricht die o.a. Stützweite der maximalen Länge des Wärmetauschers. Diese Maxima sind sehr niedrig und führen zu folgenden Konsequenzen: Die Rohre mit geringer oder mittlerer Wandstärke sind nicht geeignet. Deshalb werden im Folgenden dickwandige Rohre 50-25, 37-15 und 70-32 betrachtet. Die beiden letztgenannten erfordern die gleiche Stützweite. Informationshalber wurde auch untersucht, wie sich Breite, Höhe und Druckverluste ändern, wenn man die Länge des Rohres 50/25 von 2 m auf 2,5 m steigert. Die Resultate sind in Tabelle 2 für drei Geschwindigkeiten des Heliums und drei Werte des Verhältnisses Rohrabstand zu äußerem Rohrdurchmesser $x = p/d_e$ bei einer Bleigeschwindigkeit von 1m/sec aufgeführt. Die Ergebnisse sind in Abb. 18 graphisch dargestellt.

3.2.4.3.2 Breite des Austauschers

Die Breite des Austauschers ist durch $l = n \cdot p$ gegeben. Hierbei ist n die Zahl der Rohre pro Schicht; n ergibt sich, wenn man die beiden Ausdrücke für den freien Querschnitt des Heliums gleichsetzt. Hierbei ist q_{He} der Volumendurchsatz des Heliums. Es ergibt sich:

$$l = \frac{q_{He}}{L \cdot v_{He}} \cdot \frac{x}{x - 1}$$

Die Breite des Wärmetauschers verhält sich also umgekehrt proportional zur Rohrlänge und zur Geschwindigkeit des Heliums. Sie nimmt hyperbolisch mit x ab ($x \geq 1$) und ist unabhängig vom Außen- und Innendurchmesser des Rohres sowie von der Geschwindigkeit des Bleies. Numerische Werte von l als Funktion von L sind in Tabelle 2 wiedergegeben und in Abb. 18 graphisch dargestellt.

Wie die Breite l von x und von V_{He} bei $L = 2,5$ m abhängt, zeigt Tabelle 3. Die Breite l ist in Abb. 19 über x und in Abb. 20 über V_{He} aufgetragen.

3.2.4.3.3 Höhe des Austauschers

Die Höhe des Austauschers H beträgt:

$$H = \frac{\sqrt{3}}{2} p N$$

Hierbei ist N die Zahl der Schichten. Man erhält N , indem man die beiden Ausdrücke für die Austauschfläche S gleichsetzt

$$S = \frac{Q}{\Delta T \cdot \alpha_t} N \pi d_e L n$$

Hierbei ist

Q = übertragene Wärmemenge

ΔT = logarithmische Temperaturdifferenz

α_t = gesamter Wärmeübergangskoeffizient

Hieraus ergibt sich:

$$H = \frac{\sqrt{3}}{2 \pi} \cdot \frac{Q}{\Delta T} \cdot \frac{V_{\text{He}}}{q_{\text{He}} \cdot \alpha_t} \cdot d_e \cdot x (x-1)$$

$$H = K_0 \frac{V_{\text{He}}}{\alpha_t} \cdot d_e \cdot x (x-1)$$

Der gesamte Wärmeübergangskoeffizient α_t wird überwiegend durch den Wärmeübergangskoeffizienten Helium/Rohr α_e bestimmt. Für letzteren gilt:

$$\alpha_e = K_1 \cdot d_e^{-0,4} \cdot V_{\text{He}}^{0,6}$$

Daraus ergibt sich:

$$H \approx K_2 \cdot d_e^{1,4} \cdot V_{\text{He}}^{0,4} \cdot x (x-1)$$

Die Höhe H steigt also mit x und d_e stark an, leicht mit der Geschwindigkeit des Heliums und sehr schwach mit d_i und V_{Pb} . Sie ist unabhängig von der Länge L . Die Ergebnisse sind in Tab. 4 numerisch wiedergegeben und in den Abb. 21 und 22 graphisch dargestellt.

3.2.4.3.4 Druckverluste auf der Heliumseite Δp_{He}

Für den Druckverlust auf der Heliumseite Δp_{He} kann man schreiben:

$$\Delta p_{He} = K_0 N V_{He} (V_{He} d_e)^{-0,15}$$

oder:

$$\Delta p_{He} = K_1 \cdot \frac{x-1}{\alpha t} V_{He}^{2,85} d_e^{-0,15}$$

Daraus erhält man in erster Näherung:

$$\Delta p_{He} \approx K_2 d_e^{0,25} (x-1) V_{He}^{2,25}$$

Der Druckabfall Δp_{He} steigt somit stark mit V_{He} , linear mit x und sehr schwach mit d_e an. Er hängt nur sehr schwach von d_i und V_{Pb} ab und ist unabhängig von der Länge L . Die Ergebnisse sind numerisch in der Tabelle 5 und graphisch in den Abb. 23 und 24 wiedergegeben.

3.2.4.3.5 Druckverluste auf der Bleiseite Δp_{Pb}

Der Druckverlust auf der Bleiseite Δp_{Pb} hängt vor allem von der Zahl der Umlenkungen N_c um 180° in den parallel geschalteten Rohren ab:

$$\Delta p_{Pb} \approx K_0 N_c (K_1 L d_i^{-1} + K_2) \cdot V_{Pb}^2$$

Hierbei ergibt sich N_c aus $\frac{nN}{N_t}$. Für die Zahl N_t der parallel geschalteten Rohre erhält man durch Gleichsetzen der beiden Ausdrücke für den Querschnitt des Bleies:

$$\frac{q_{Pb}}{V_{Pb}} = N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d_1^2$$

Hierbei ist q_{Pb} das durchgesetzte Bleivolumen. Man erhält:

$$\Delta p_{Pb} \approx K(K_1 L d_1^{-1} + K_2) d_e^{-0,6} d_1^2 L^{-1} v_{He}^{-0,6} v_{Pb}^3$$

Hieraus ergibt sich, daß der Druckverlust auf der Bleiseite eine wenig übersichtliche Funktion ist. Er hängt vor allem von der Geschwindigkeit des Bleies ab. Die Resultate sind numerisch in der Tabelle 6 und graphisch in der Abb. 25 wiedergegeben.

3.2.4.3.6 Einfluß von Oberflächenprofilen

Die Profilierung der Oberfläche der Rohre führt zu einer Verbesserung des Wärmeübergangs zwischen dem Helium und der Rohroberfläche. Sie führt jedoch auch zu einer Vergrößerung der Reibung zwischen dem Helium und den Rohren. Für den Wärmetauscher folgt daher:

- Die Breite bleibt unverändert.
- Die Höhe ist kleiner zu bemessen, da sie umgekehrt proportional zum Wärmeübergangskoeffizienten α_e ist.
- Der Druckabfall Δp_{He} unterliegt zwei entgegengesetzten Einflüssen: Die Verbesserung des Wärmeübergangskoeffizienten α_e hat die Tendenz, die Druckverluste zu vermindern. Die Vergrößerung der Reibung sucht sie zu erhöhen. Dieser zweite Einfluß überwiegt in einem Maße, das z. Z. noch nicht genau angegeben werden kann.
- Der Druckabfall im Blei Δp_{Pb} sinkt, da die Zahl der Richtungsänderungen abnimmt. Die Ergebnisse sind in Tabelle 7 zusammengefaßt.

3.2.5 Schlußfolgerungen: Wahl des Rohres und Dimensionierung des Austauschers

Unter 3.2.4.3.1 haben wir gesehen, daß wegen der begrenzten Biegespannung die Rohre mit geringer oder mittlerer Wandstärke der Firma SIGRI nicht verwendet werden können. Daher ist die Wahl unter den dickwandigen Rohren zu treffen. Von diesen wurde von vornherein ein Rohr 106 x 50 ausgeschieden, da es zu zu hohen Austauschern führt. Es blieben noch die Rohre 37-15, 50-25 und 70-32 zu untersuchen. Für das Rohr 50-25 beträgt die maximale Länge 2 m, für die beiden anderen 2,5 m. Der Unterschied des spezifischen Gewichtes der mit 900 °C absteigenden Bleisäule und der mit 1150 °C aufsteigenden Säule bringt eine Druckdifferenz von ca 1 bar und verringert so die notwendige Pumpleistung.

Man könnte versuchen, die Abmessungen des Austauschers möglichst klein zu bemessen. Bei gegebenem L und V_{pb} muß dann das Produkt $l \cdot H$ möglichst klein gehalten werden:

$$l \cdot H = k d_e^{1,4} V_{He}^{-0,6} x^2$$

Die Abmessungen werden kleiner

- mit engerem Rohr
- mit kleinerem Rohrabstand
- mit wachsender Heliumgeschwindigkeit.

Das Rohr 37-15 erscheint den beiden anderen überlegen. Daher soll es den Berechnungen zugrunde gelegt werden.

Kleines x und großes V_{He} bedingen unerwünschte Druckverluste Δp_{He} . Außerdem führt ein kleines x wahrscheinlich zu Schwierigkeiten beim Anschluß der Rohre und erlaubt kein Profilieren der Rohroberfläche.

Es ist im Augenblick verfrüht, nach den optimalen Abmessungen eines Wärmetauschers zu suchen. Die allgemeine Tendenz führt jedoch etwa zu folgender Dimensionierung:

Rohr: 37x15, $x = 2$, $L = 2,5$ m, $V_{pb} = 1,5$ m/s,
 $V_{He} = 20$ m/s

Daraus ergibt sich bei glatten Rohroberflächen:

Breite $l = 13,3 \text{ m}$ Höhe $H = 10,80 \text{ m}$

Druckverlust auf der Heliumseite:

$$\Delta P_{\text{He}} = 0,16 \text{ bar}$$

Druckverlust auf der Bleiseite:

$$\Delta P_{\text{Pb}} = 1,30 \text{ bar}$$

Bei profilierten Rohren besteht die Möglichkeit, die Höhe des Austauschers um ungefähr 1,5 m zu senken. In diesem Fall steigen allerdings die Druckverluste auf der Heliumseite an.

Bei der praktischen Ausführung wird man voraussichtlich mehrere Wärmetauscher parallel schalten. Die Auslegung der einzelnen Wärmetauscher kann man unmittelbar aus den angegebenen Berechnungen entnehmen.

3.2.6 Offene Probleme

Statt eines Wärmetauschers verwendet man bei der praktischen Ausführung zweckmäßig mehrere parallel geschaltete kleinere Wärmetauscher (z. B. 6), für die die obigen charakteristischen Daten übernommen werden können.

Die Technologie der in diesem Zusammenhang erforderlichen Wärmetauscher ist ganz neu und bedarf deshalb wichtiger Entwicklungsarbeiten. Besonders sind die Verbindungen zwischen den Graphit-Rohren und den Sammlern noch zu entwickeln. Auch müssen genauere Messungen der Wärmeübertragungszahlen sowie der Strömungsverteilung des flüssigen Bleies durchgeführt werden.

Schließlich sind Arbeiten an folgenden Problemen weiter erforderlich:

- Selbstverschluß der Wärmetauschrohre
- Probleme im Zusammenhang mit dem Füllen, der Inbetriebnahme und des Stillstandes der mit flüssigem Blei arbeitenden Anlageteile.

Tabelle 2

Einfluß der Rohrlänge

Rohr 50-25 $V_{Pb} = 1 \text{ m/s}$

$[L/m]$	$\left[\frac{V_{He}}{m/s}\right]$	x	$[l/m]$	$[h/m]$	$\left[\frac{\Delta P_{He}}{bar}\right]$	$\left[\frac{\Delta P_{Pb}}{bar}\right]$
2	30	1,3	23,3	4,3	0,15	1,98
		1,5	16,2	8,3	0,25	1,98
		2	10,8	22,0	0,50	1,98
	45	1,3	15,5	5,6	0,37	1,73
		1,5	10,8	10,9	0,61	1,73
		2	7,2	27,8	1,22	1,73
	60	1,3	11,6	6,5	0,65	1,60
		1,5	8,1	12,1	1,09	1,60
		2	5,5	32,40	2,18	1,60
	30	1,3	18,6	4,3	0,15	1,98
		1,5	12,9	8,3	0,25	1,98
		2	8,9	22,0	0,50	1,98
2,5	45	1,3	12,40	5,6	0,37	1,73
		1,5	8,60	10,9	0,61	1,73
		2	5,80	27,8	1,22	1,73
	60	1,3	9,3	6,5	0,65	1,60
		1,5	6,4	12,1	1,09	1,60
		2	4,4	32,4	2,18	1,60

Tabelle 3

Breite l (m) des Wärmetauschers als Funktion von x und
 V_{He} bei $L = 2,5$ m

<div>x $\left[\frac{V_{He}}{m/s} \right]$</div>	1,3	1,5	2
30	18,60	12,90	8,80
45	12,40	8,60	5,80
60	9,30	6,45	4,40

Tabelle 4

Höhe H des Wärmetauschers in m

Rohr	$\left[\frac{V_{He}}{m/s} \right]$	α		1,3	1,5	2
		$\left[\frac{V_{Pb}}{m/s} \right]$				
37-15	30	1		2,68	5,15	13,70
		2		2,55	5,00	13,20
	45	1		3,76	7,20	19,20
		2		3,50	6,80	18,20
	60	1		3,80	3,10	21,6
		2		4,20	7,45	20,0
50-25	30	1		4,3	8,3	22,0
		2		4,0	7,7	20,6
	45	1		5,6	10,9	27,8
		2		5,1	10,2	26,0
	60	1		6,3	12,1	32,4
		2		5,7	11,4	30,2
70-32	30	1		8,8	16,5	44,8
		2		8,3	15,70	42,3
	45	1		10,4	18,2	50
		2		9,7	17,0	46,5
	60	1		11,6	20,3	54,4
		2		10,8	19,15	50

Tabelle 5

Heliumdruckverluste Δp_{He} in bar

Rohr	$\left[\frac{V_{\text{He}}}{\text{m/s}} \right]$	\times		1,3	1,5	2
		$\left[\frac{V_{\text{Pb}}}{\text{m/s}} \right]$				
37-15	30	1		0,13	0,213	0,43
		2		0,12	0,206	0,41
	45	1		0,37	0,630	1,26
		2		0,35	0,58	1,16
	60	1		0,71	1,20	2,40
		2		0,65	1,10	2,20
50-25	30	1		0,15	0,25	0,50
		2		0,13	0,23	0,46
	45	1		0,34	0,56	1,12
		2		0,32	0,53	1,05
	60	1		0,66	1,09	2,18
		2		0,62	1,03	2,05
70-32	30	1		0,16	0,26	0,51
		2		0,14	0,23	0,46
	45	1		0,44	0,74	1,48
		2		0,41	0,69	1,37
	60	1		0,86	1,45	2,90
		2		0,80	1,37	2,74

Tabelle 6

Bleidruckverluste Δp_{pb} in bar

Rohr	$\downarrow \left[\frac{V_{Pb}}{m/s} \right] \left[\frac{V_{He}}{m/s} \right] \rightarrow$	30	45	60
37-15	1	1,39	1,19	1,14
	2	8,80	7,40	6,40
50-25	1	1,98	1,73	1,60
	2	15,90	14,00	12,80
70-32	1	2,44	1,97	1,7
	2	20,60	16,40	14,20

Tabelle 7

Einfluß einer Profilierung

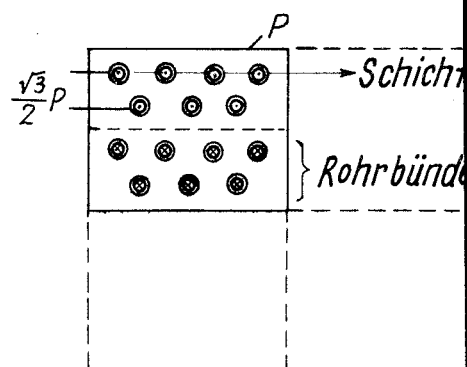
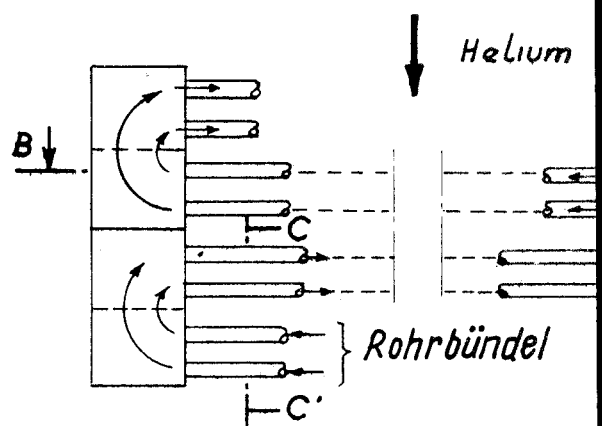
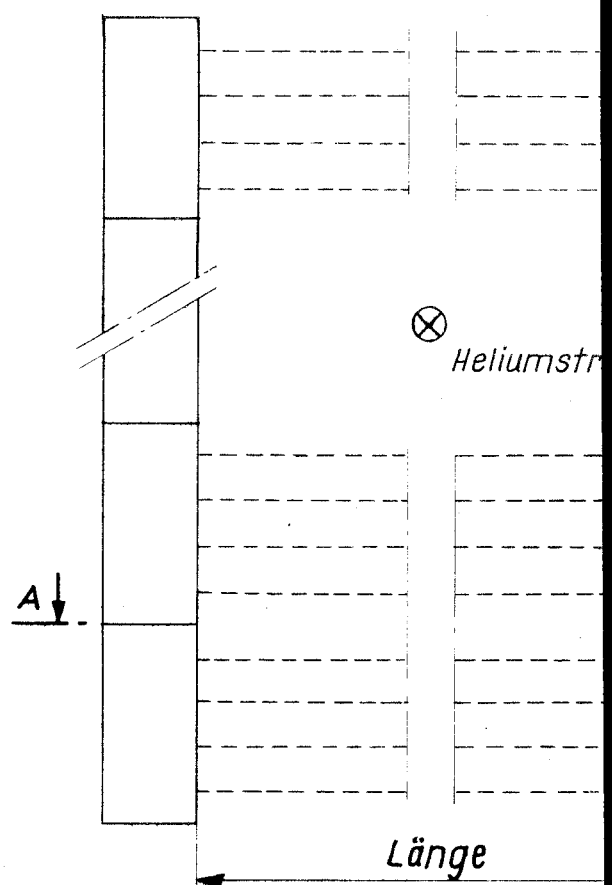
$$V_{Pb} = 1 \text{ m/s} \quad x = 1,5$$

Rohr	$\left[\frac{V_{He}}{\text{m/s}} \right]$		$[1/\text{m}]$	$[H/\text{m}]$	$\left[\frac{\Delta P_{He}}{\text{bar}} \right]$	$\left[\frac{\Delta P_{Pb}}{\text{bar}} \right]$
37-15	60	1	6,5	12,10	1,09	1,60
		1,5	6,5	9,60	-	1,37
		2	6,5	8,20	-	1,15
	30	1	12,90	8,26	0,244	1,98
		2	12,90	6,05	-	1,40
50-25	60	1	6,5	20,3	1,44	1,70
		1,5	6,5	16,00	-	1,37
		2	6,5	14,20	-	1,20
	30	1	12,90	13,10	0,26	2,45
		2	12,90	8,90	-	1,55
70-32	60	1	6,5	8,10	1,20	1,14
		1,5	6,5	6,05	-	0,90
		2	6,5	5,02	-	0,60
	30	1	12,90	5,15	0,213	1,39
		2	12,90	3,25	-	1,10

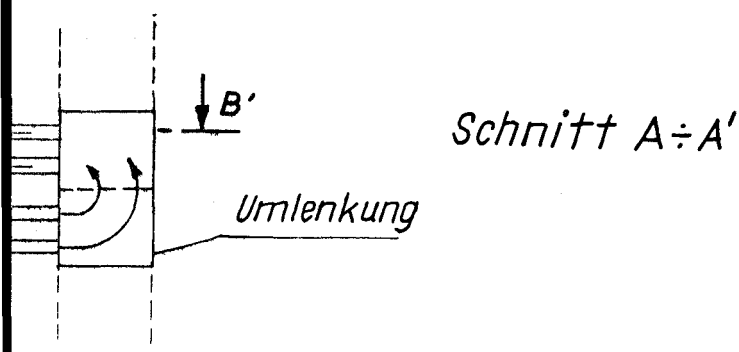
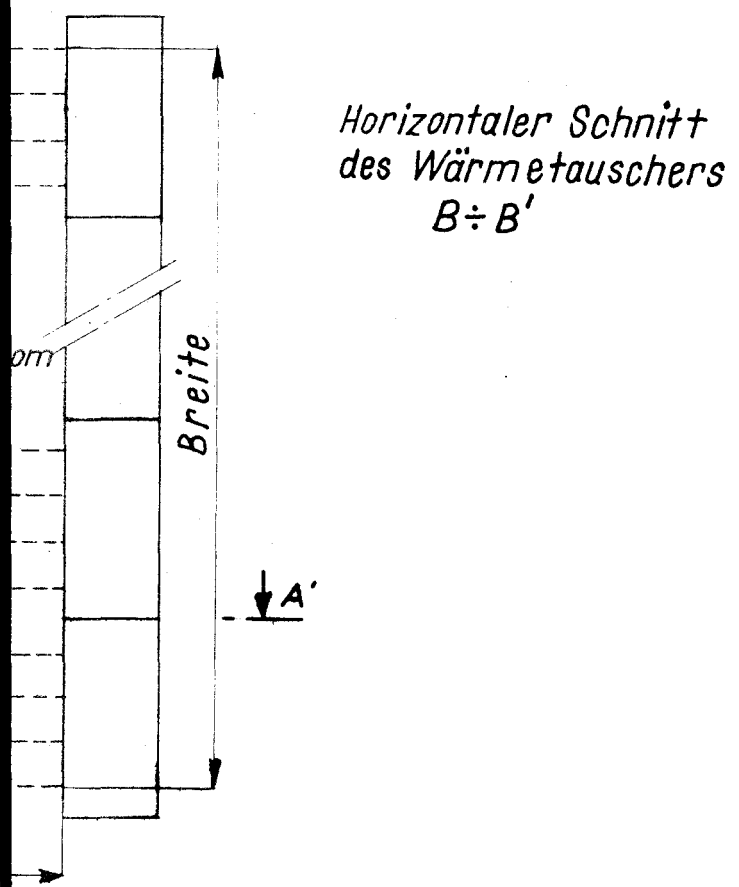
α_e = Wärmeübergangskoeffizient bei glatten Rohren

α'_e = Wärmeübergangskoeffizient bei profilierten Rohren

Schema



des Wärmetauschers



Ansicht einer Umlenkung
Schnitt $C \div C'$

Abb. 16

Begrenzung der Länge des Rohres durch die zulässige Biegebeanspruchung

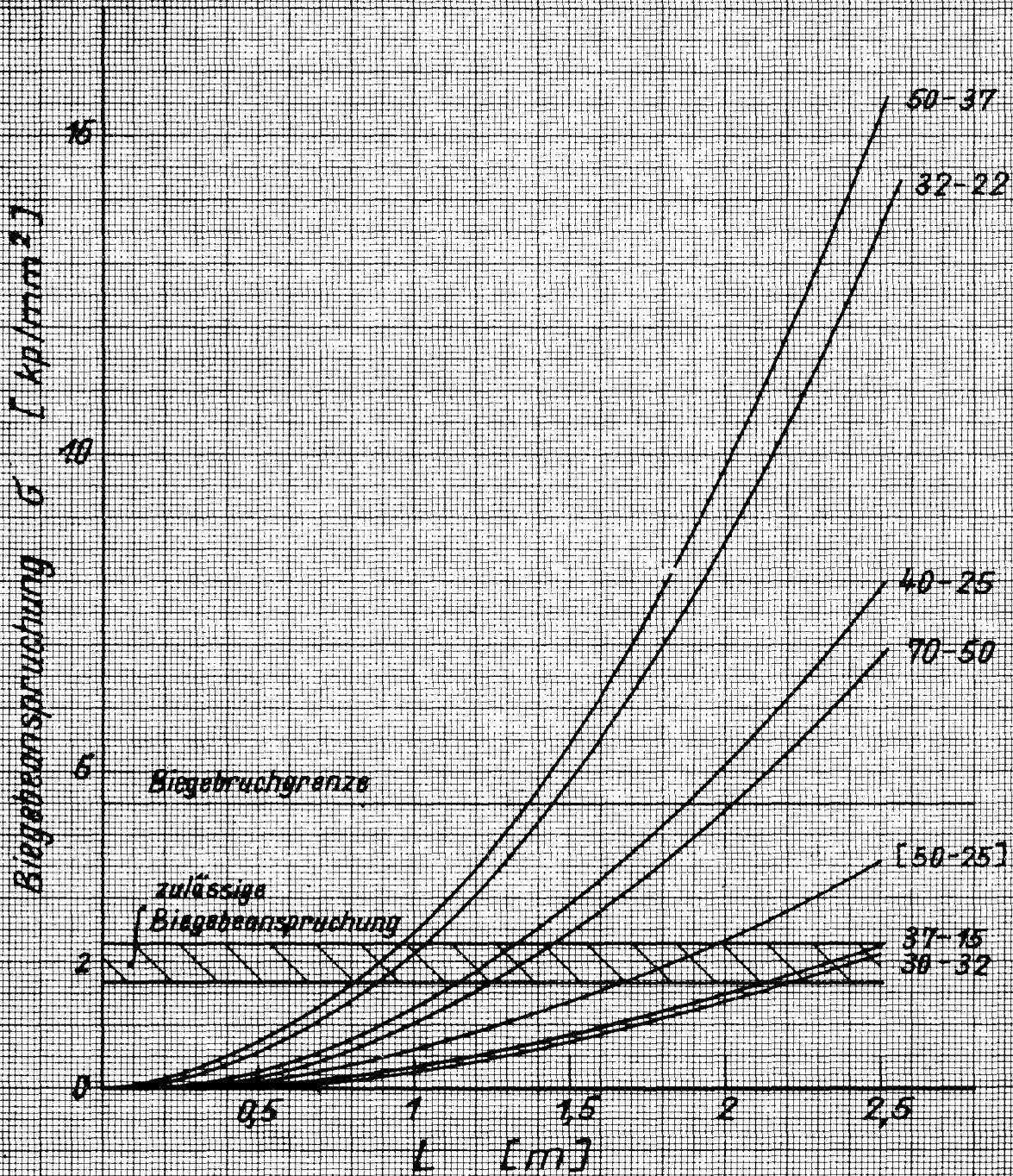


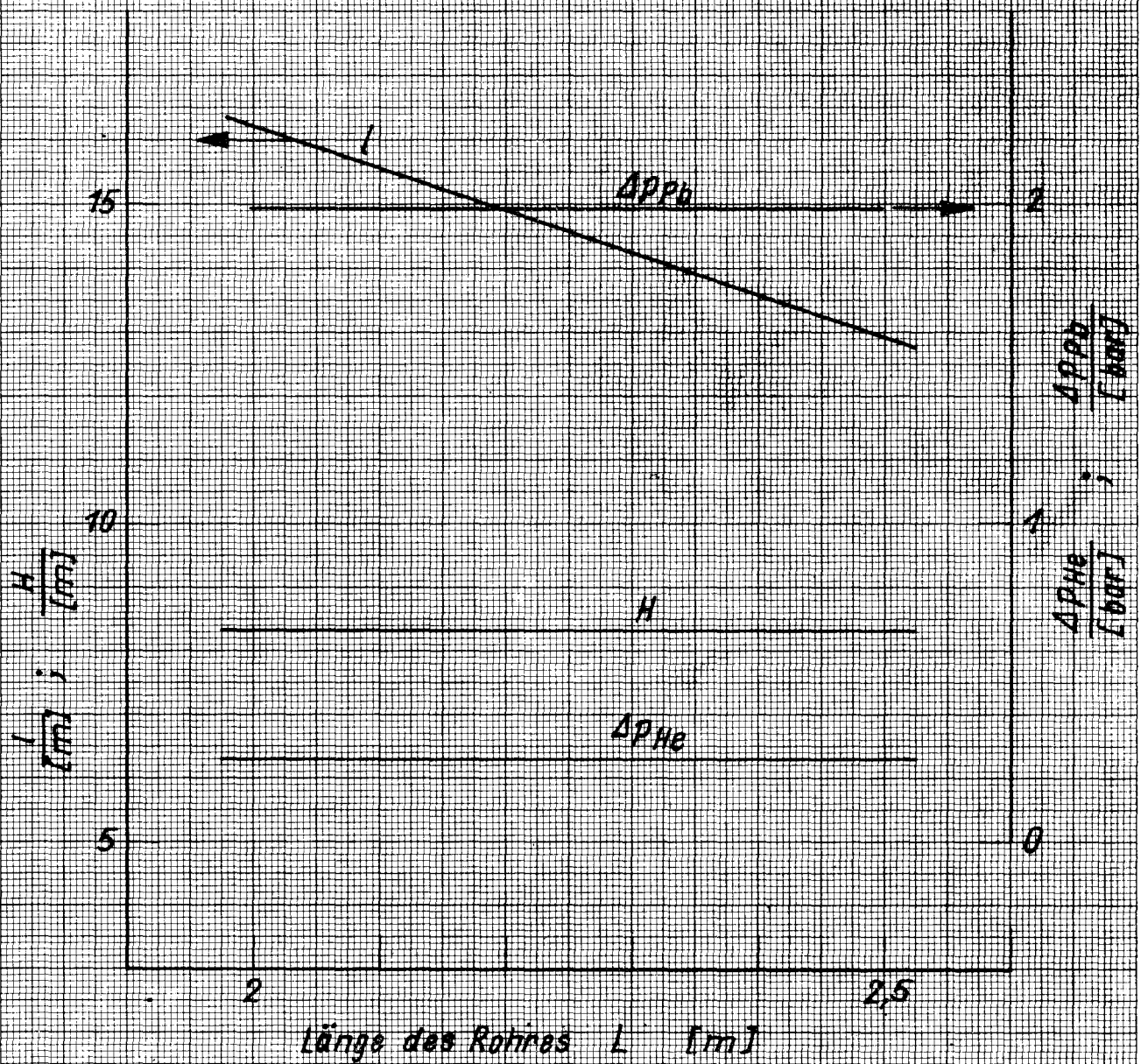
Abb. 17

147-13

$l, H, \Delta p_{He}$ und $\Delta p_{Pb} = f(L)$

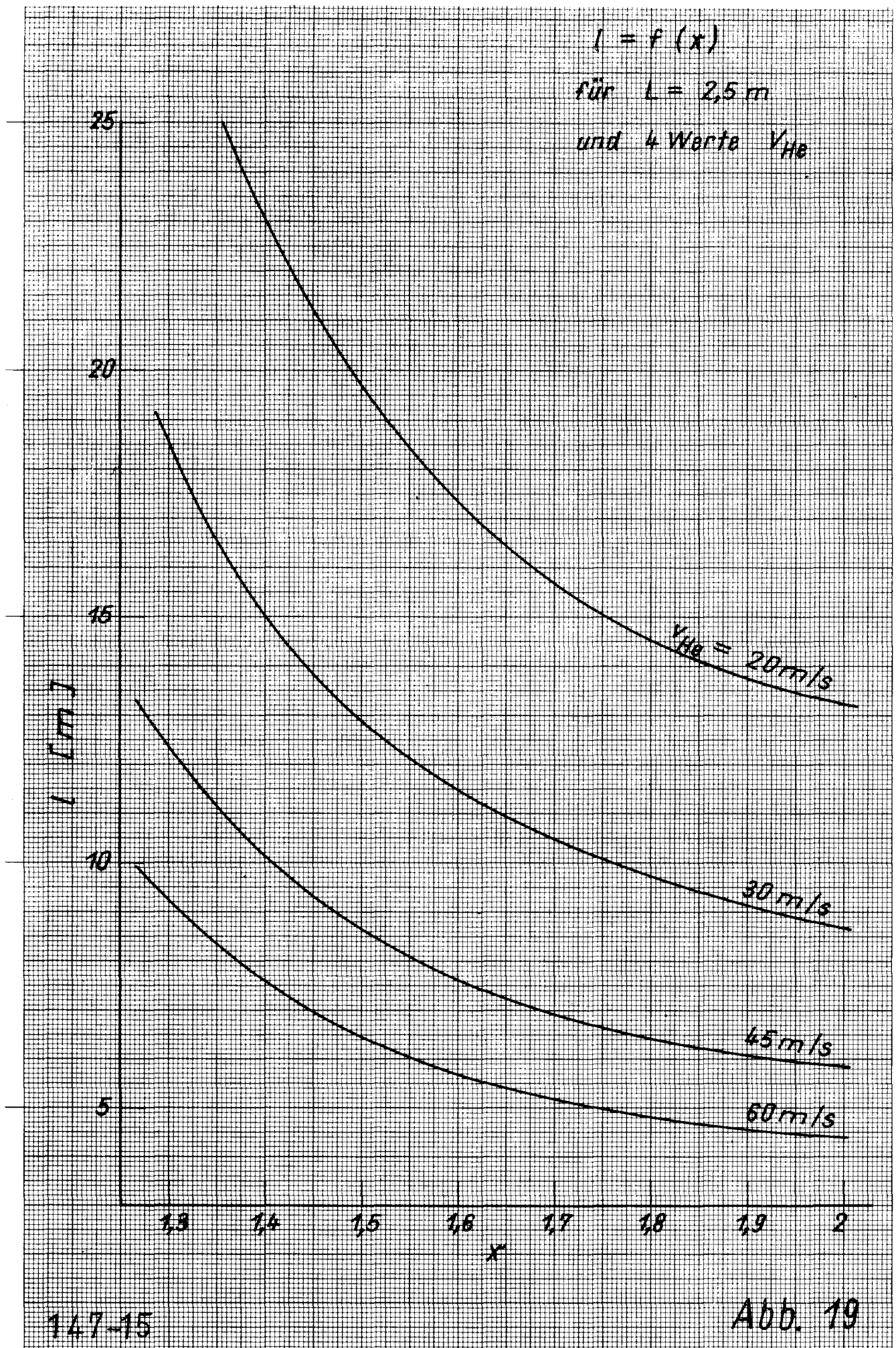
für $\begin{cases} V_{He} = 30 \text{ m/s} ; V_{Pb} = 1 \text{ m/s} \\ x = 1,5 \end{cases}$

Rohr 50-25 $x = 1,5$



147-14

Abb. 18



147-15

Abb. 19

$l = f(V_{He})$
für $L = 2,5m$
und 3 Werte x

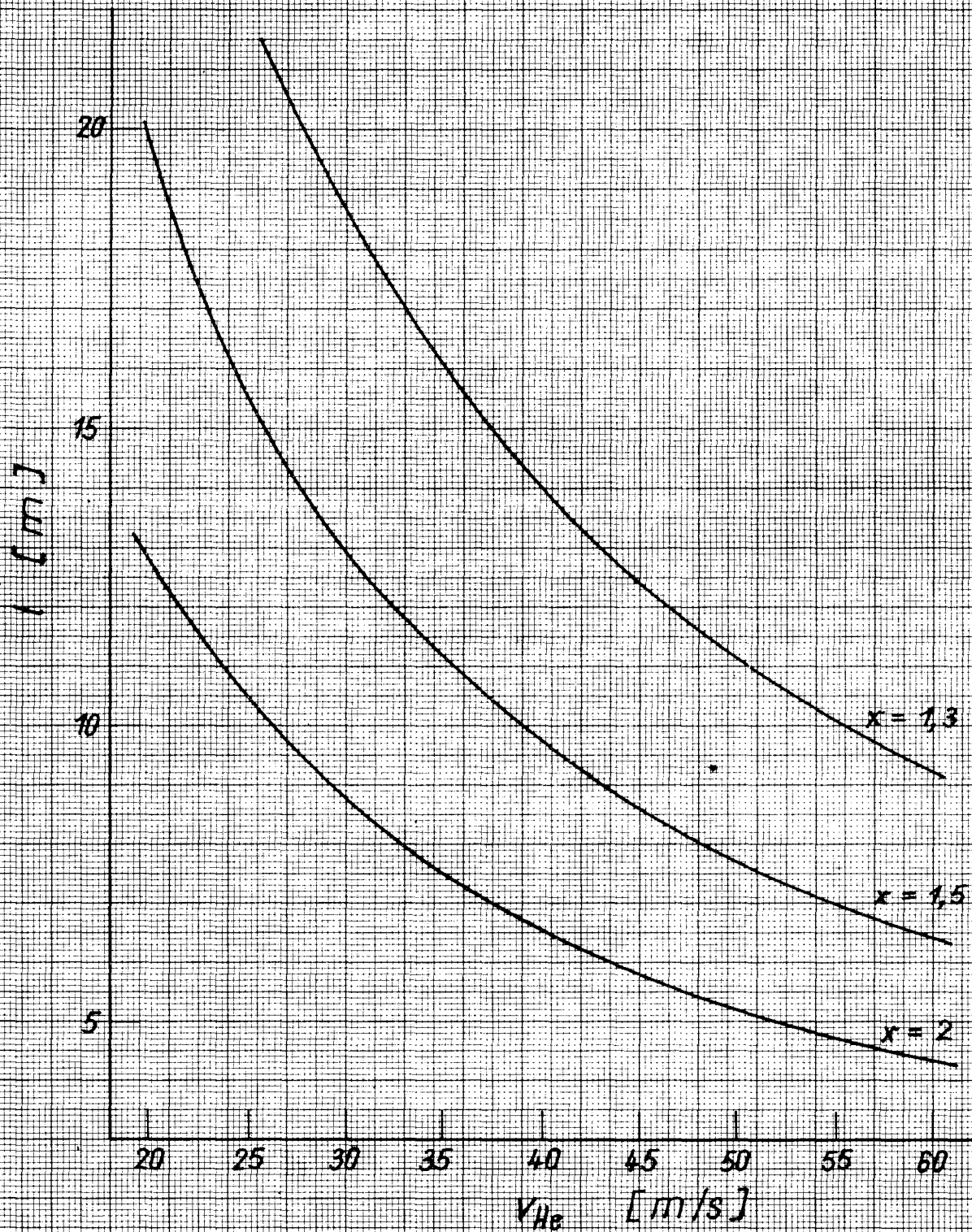


Abb. 20

147-16

$H = f(x)$ mit $v_{ph} = 1 \text{ m/s}$

für 3 Rohre:

——— 37-15
 ——— 50-25
 - - - 70-32

und 2 Werte v_{He}

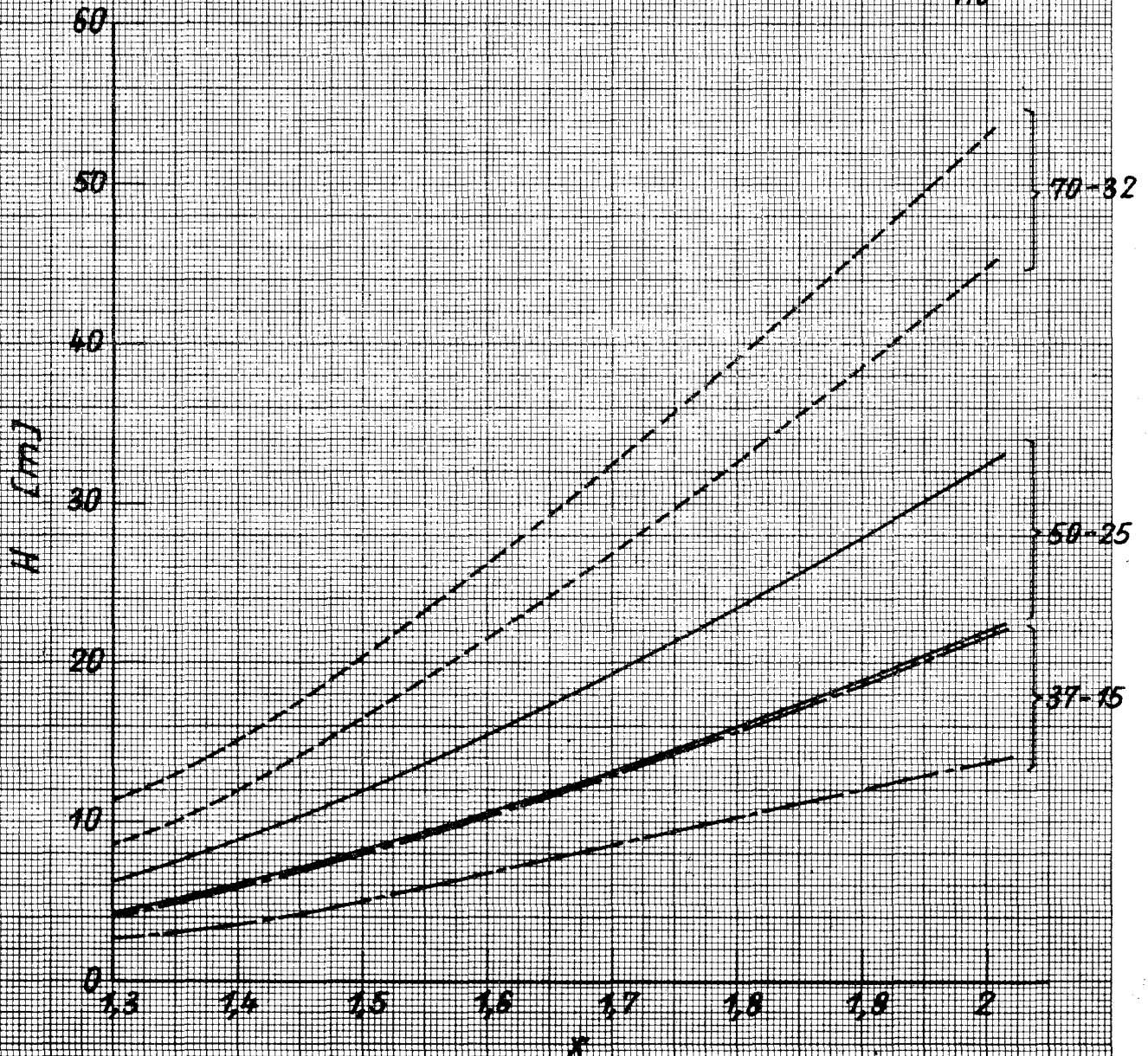


Abb. 21

147-17

$$H = F(v_{He})$$

für 3 Rohre

---	37	15
---	50	25
---	70	32

3 Werte κ
und 2 Werte v_{Pb}

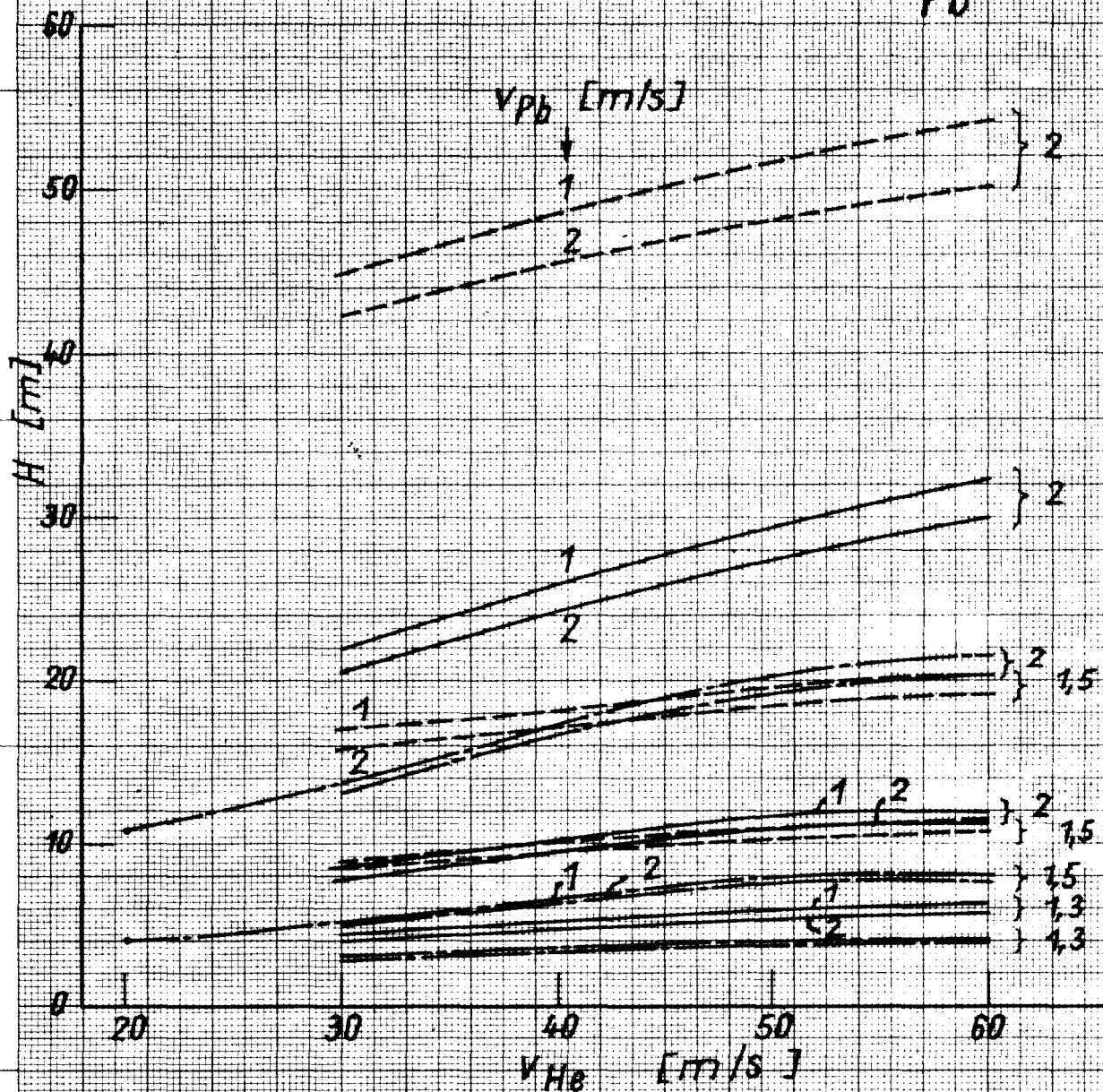


Abb. 22

147-18

$\Delta p_{He} = f(x)$ mit $v_{pb} = 1 \text{ m/s}$
 $L = 2,5 \text{ m}$

für 3 Rohre :

— 37 - 15
 — 50 - 25
 - - - 70 - 32

und 3 Werte v_{He}

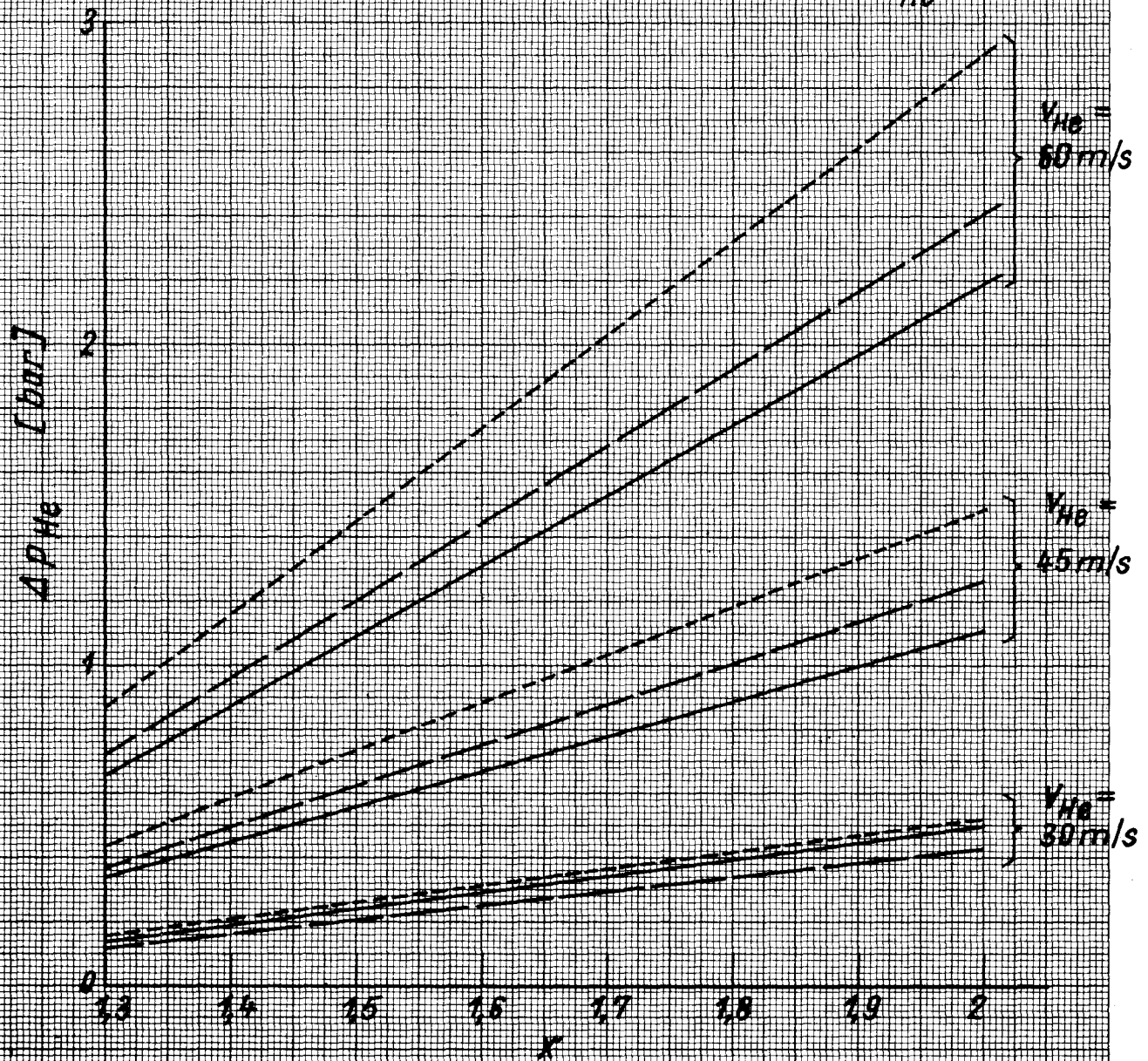


Abb. 23

147-19

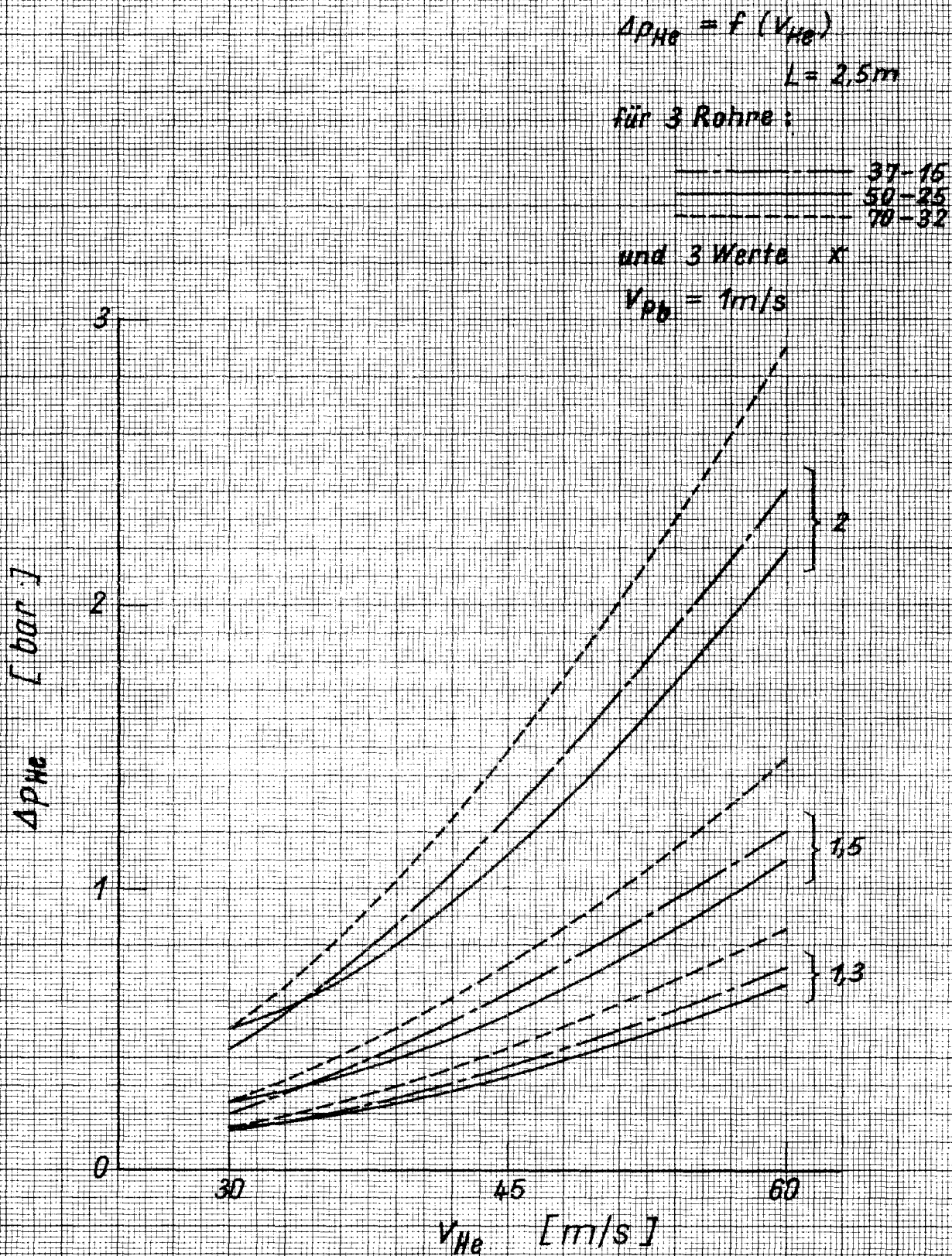


Abb. 24

147-20

$$\Delta p_{pb} = f(V_{pb})$$

für 3 Rohre

37-15

50-25

72-32

und 2 Werte $\left[\frac{V_{H_2}}{m/s}\right]$

30

60

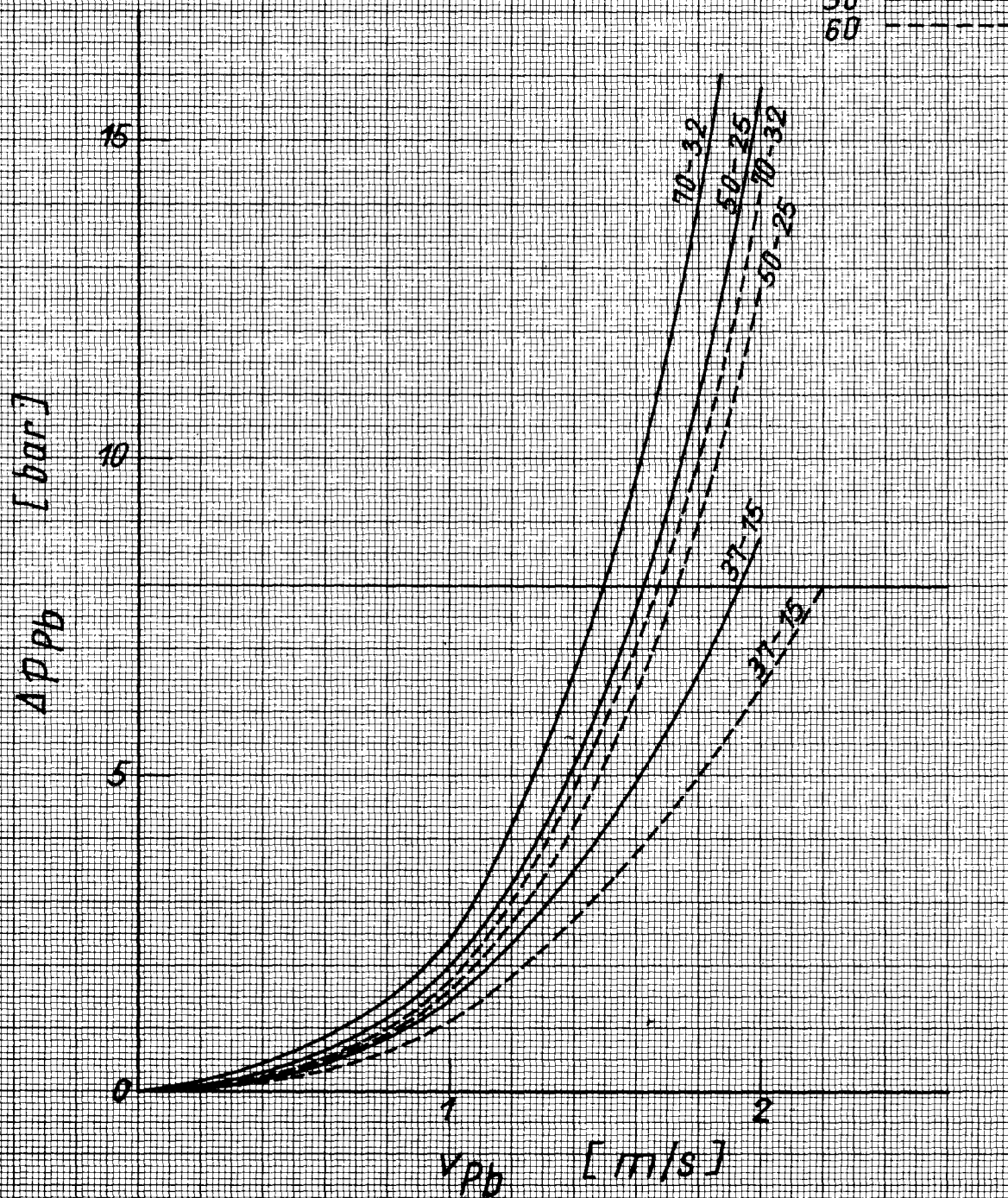


Abb. 25

147-21

4. Der nuklear-siderurgische Prozeß

4.1 Eisengewinnung mit Kernreaktorwärme und Netlan als Reduktionsmittel *)

4.1.1 Verfahrensschema der Eisenschwammerzeugung

Das allgemeine Verfahrensschema der Reduktionsgas- und Eisenschwammerzeugung ist im Plan Nr. 32 (Abb. 26) wiedergegeben.

Nachdem das Erdgas im Reaktor R-1 an Aktivkohle **entschwefelt** wurde, wird es mit Dampf von 250°C gemischt. Dieses Gemisch wird in E-1 durch die aus dem Reaktor R-2 **austretenden** Gase vorgewärmt und tritt mit 510°C und einem Druck von 22 kp/cm^2 in den Steam-Reforming-Reaktor (R-2) ein.

Die Reaktionsprodukte treten mit 810°C und einem Druck von 21 kp/cm^2 aus, wärmen in E-1 die $\text{CH}_4\text{-H}_2\text{O}$ - Speisemischung vor und werden im Abhitzekeßel E-2 unter Wärmeabgabe zur Erzeugung von Verfahrensdampf auf 340°C abgekühlt. Mit dieser Temperatur treten die Gase in den Konvertierungsreaktor R-3 ein, wo CO fast vollständig zu CO_2 umgewandelt wird. Die aus R-3 austretenden Gase strömen durch einen Kessel zur Erzeugung von Verfahrensdampf. Nach Abtrennung von überflüssigem Wasser und CO_2 mittels des klassischen Aktiv-Heißkarbonat-Verfahrens werden sie dem Rücklaufgas zugemischt.

Die aus dem Umlauf-Turbokompressor austretenden Reduktionsgase werden in E-6 auf 225°C vorgewärmt und erreichen im Helium-Wärmetauscher E-8 760°C . Mit dieser Temperatur treten sie in das Reduktionsgefäß R-4 ein. Der Reduktionsturm besteht aus 4-Kaskaden-Wirbelbetten, die bei einem Druck von 20 kp/cm^2 arbeiten. Der auf eine Korngröße von $0,3 - 1,5\text{ mm}$ gemahlene Hämatit tritt von oben in das Bett R-7 ein und wird dort auf 456°C vorgewärmt. In dieser Stufe erfolgt die Reduktion von Hämatit zu Magnetit, während das darunter lie-

*) Erstellt durch Centro Sperimentale Metallurgico S.p.A. Rom
Bearbeiter Prof. A. Antonioli

gende Bett R-6 so geplant wurde, daß es bei 644 °C die Reduktion des Magnetits zu Wüstit bis zum Kern der Körner ermöglicht. Die Zusammensetzung des Gases wurde in diesem Bett so gewählt, daß eine Reduktion des Wüstits zu Eisen unterbleibt. Diese erfolgt erst in den beiden darunter liegenden Betten R-5 und R-4 bei Temperaturen von 635 °C bzw. 683 °C. Die Reduktionswärme wird durch die Erhitzung der Reduktionsgase in den Helium-Wärmetauschern E-8 und E-9 geliefert.

Das aus dem Reduktionsturm austretende Gas, das chemisch zu etwa 33 % ausgenutzt wird, gibt einen Teil seiner Enthalpie im Austauscher E-6 ab und strömt dann zum Wasserkondensator. Es enthält 12,6 Vol.-% CH_4 und 8,4 Vol.-% ($\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{N}_2$). Von diesem Strom treten 12,5 % als Abgas aus, während der Rest zusammen mit der frischen aus der CO_2 -Absorptionsanlage kommenden Reduktionsgasmischung in den Rücklauf geht. Das in das Bett R-4 eintretende Gas enthält daher 9 % CH_4 und 6 % ($\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{N}_2$).

Der aus dem Wirbelbett R-4 austretende Eisenschwamm wird direkt in die Elektro-Schmelzöfen chargiert.

4.1.2. Auslegung der Wärmetauscher und Schwerpunkte der Planung

Es wurde die grundsätzliche Planung der wichtigsten Anlagenteile durchgeführt, um die Investitionskosten mit ausreichender Zuverlässigkeit schätzen zu können und um die Druckverluste im Gaskreislauf bestimmen zu können. Vom Erdgas-Steam-Reforming-Prozeß bis zum Schmelzen im Elektro-Ofen wurden sechs parallele Anlagen geplant. Die hier wiedergegebenen Abmessungen beziehen sich auf eine Anlage.

Während man sich bei der Dimensionierung mancher Anlagenteile auf übliche Standard-Werte stützen konnte, mußte man den Wärmetauschern, die einen erheblichen Teil der Gesamtausgaben verursachen, dem heliumbeheizten Steam-Reforming-Reaktor und den Reduktionsgefäßen besondere Aufmerksamkeit widmen.

Der Steam-Reforming-Reaktor hat einen Mantel aus 5 % Cr-0,5 % Mo - Stahl mit 2860 mm Durchmesser, eine Außenverkleidung aus Magnesia und Asbest sowie eine innere Zustellung aus feuerfesten Steinen. Der Reaktor besteht aus einem Bündel von 880 Rohren aus rostfreiem Stahl 25-20 Cr - Ni mit 29,5/42 mm Durchmesser und 10,40 m Länge. Durch die Rohre strömt das Helium mit einem Druck von 40 atü. Der rostfreie Stahl 25-20 Cr-Ni ist Standard-Material für Steam-Reforming-Anlagen. Einige dieser Anlagen arbeiten unter ungünstigeren Bedingungen als hier vorgesehen.

Legierungen mit hohem Nickelanteil sind teuer und sehr empfindlich gegen Wasserstoff.

Der Katalysator (42 m^3) liegt zwischen den Rohren. Die Volumengeschwindigkeit bezogen auf die theoretische H_2 -Menge beträgt 1370 m/h. Für die Wärmeaustauschfläche von 1160 m^2 wurde ein mittlerer Übergangskoeffizient von $260 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ erreicht.

Gegenüber einer Anordnung des Katalysators innerhalb der Rohre bietet obige Lösung sowohl Vor- als auch Nachteile. Da sich die Kosten der beiden Lösungen nicht wesentlich unterscheiden, konnte nach eingehender Prüfung obige Wahl getroffen werden.

Für die stark belasteten Wärmeaustauscher E-1, E-8 und E-9 sind ebenfalls Rohre aus rostfreiem Stahl Cr-Ni 25-20 vorgesehen. Sie besitzen Austauschoberflächen von 333, 250 und 216 m^2 . Für die Austauscher E-8 und E-9 wurde der Übergangskoeffizient auf $500 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ abgeschätzt. Er liegt merklich höher als im Reaktor R-2, da durch das Fehlen des Katalysators höhere Strömungsgeschwindigkeiten möglich sind.

Die Berechnung der Reduktionsgefäße erfolgte aufgrund reduktionskinetischer Daten, die in Laborversuchen ermittelt wurden. Diese Versuche wurden in einem Druckbereich, der den gewählten Betriebsdruck umfaßt, durchgeführt. Die Temperatu-

ren lagen dabei etwas unter den vorgesehenen. Daher wurden die notwendigen Daten durch eine sorgfältige Extrapolation gewonnen.

Nachdem die Temperaturen der einzelnen Betten aufgrund der Kinetik und der Wärmebilanzen bestimmt waren, konnten Querschnitt und Höhe der Gefäße entsprechend den Wirbelbedingungen gewählt werden.

Jeder Reduktionsturm hat eine Gesamthöhe von 17,4 m, wovon 2/3 durch das aufgewirbelte Material erfüllt werden. Der Innendurchmesser ändert sich von Etage zu Etage - je nach den Erfordernissen der örtlichen Wirbelbedingungen - zwischen 2,31 m und 2,68 m. Feuerfeste Zustellungen unterschiedlicher Dicke ermöglichen den Bau eines einzigen Turmes mit einem konstanten Außendurchmesser von 3 m.

Das Gesamtvolumen der wirbelnden Schüttung beträgt in jedem Turm 52 m^3 . Jeder Turm ist für die Erzeugung von 75,2 t Schwamm pro Stunde (1805 Tonnen/Tag) ausgelegt. Das entspricht einer Eisenschwamm-Produktion von $35 \text{ t/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$ oder einer Gesamteisenproduktion von $32,3 \text{ Tonnen/m}^3 \cdot 24 \text{ h}$. Diese außergewöhnlich gute Volumenleistung ist der sehr guten Anpassung von Temperatur und Druck bezüglich der chemischen Gleichgewichte und der Kinetik zuzuschreiben. Die gewählten Temperaturen sollten nach unseren Laborerfahrungen ein Risiko bezüglich des Zusammenklebens der Erzteilchen ausschließen. Das kritische erste Auftreten von metallischem Eisen im Bett R-5 erfolgt bei einer Temperatur von nur 635°C .

Nur der längere Betrieb von Wirbelbetten ausreichender Abmessungen kann eventuell bestehende Zweifel endgültig beheben.

Ein Risiko hinsichtlich der Kosten ergibt sich aus den erheblichen Mengen pulverförmigen Austrags, die in Zyklonen abgetrennt und durch Agglomeration wieder gewonnen werden können.

Es ist hier mit einem echten Verlust von 1,5 % und einem rückgewinnbaren feinkörnigen Austrag von 4 -5 % zu rechnen. Bei der Kostenrechnung wurde zur Sicherheit ein Austrag von 12 % angenommen. Nur Erfahrungen bei unterschiedlichen Erzsorten an einer Pilot-Anlage entsprechender Abmessung können die echten Verluste und den Austrag, die von uns an einer sehr kleinen Pilot-Anlage ermittelt wurden, bestätigen.

Die Kostenberechnung geht davon aus, daß der aus dem Reduktionsgefäß austretende heiße Schwamm kontinuierlich in die Elektro-Öfen eingebracht wird. Es ist allerdings zu bemerken, daß sich diese Technologie noch im Experimentierstadium befindet.

In den USA durchgeführte Versuche haben bewiesen, daß kontinuierlich mit Schwamm chargierte Großöfen mit Schmelzdauern (tap to tap) von 2 h betrieben werden können, wenn die Transformatoren über eine angemessene Leistung verfügen. Für eine Produktionsleistung von 450 t/h (entsprechend 3.564.000 t/Jahr Flüssig-Stahl), also für ca. 75 t/h und Ofen sollen jeweils 6 Öfen mit einem Fassungsvermögen von je 150 t in Betrieb gehalten werden. In jedem Ofen steht dann eine Flüssigstahl-Reserve zur Verfügung. Statt der 6 wurden 8 Öfen eingeplant, um eine angemessene "Rotation" zu erzielen. Mit dieser Annahme wurden die Anlage- und Betriebskosten des Stahlwerkes berechnet.

4.1.3 Anlagekosten

Der gesamte Anlagenaufwand mit Planungskosten und einem großzügig bemessenen Anteil für unvorgesehene Ausgaben und Engineering in Höhe von fast 20 % des festgestellten Aufwandes beträgt 137,6 Mio RE.*)

Dieser Betrag setzt sich wie folgt zusammen:

*) 1 RE = 1\$ = 625 Lire = 4 DM

A) Schwammerzeugung

Kosten in 1000 RE

Industriehafen

- Ausbaggern	800	
- Pier	4.000	
- Betriebseinrichtungen	1.440	
- Greifer und Kräne	<u>3.360</u>	9.600
Förderband		1.600

Erz- und Kalksteinaufbereitungs-
anlage

- Erzlager	8.000	
- Erzbrech- und Siebanlage	1.600	
- Mischanlage	2.400	
- Kalkanlage	<u>2.400</u>	14.400
Pelletierung		3.200
Dampf-Reforming		19.200
Direktreduktion		12.800

B) Elektro-Stahlwerk

12.800

8 Öfen je 150 t

Fundamente, Hallen und Gasreinigung	24.000
Lagerplätze, Hilfstransportanlagen	14.400

C) Allgemeines, Engineering

6.400

Unvorhergesehene Ausgaben

19.200

Summe 137.600
=====

Es ist zu bemerken, daß die Anlagekosten für die Schwammerzeugung zuzüglich der geschätzten Aufwendungen für Engineering und Unvorhergesehenes $73,6 \cdot 10^6$ RE betragen. Dies entspricht einem Betrag von ca. 22 RE pro Jahrestonne. Bei einer üblichen Jahresproduktion von 300.000 - 500.000 t würde sich dieser Betrag wahrscheinlich auf 27 RE/t erhöhen. Er liegt damit unter dem allgemein üblichen Wert von 30-50 RE/t. Dies ist der sehr hohen Volumenleistung der Reduktionsapparaturen zuzuschreiben.

4.1.4 Verbrauchszahlen

Aus einem Hämatit-Erz-mit 67% Fe und 4% Gangart soll Eisenschwamm mit einem Reduktionsgrad von 95 % und einem Metallisierungsgrad von 93% erzeugt werden. Sein Gehalt an Fe_{ges} beträgt 92,16%.

Je Tonne Fe_{ges} im Schwamm werden für die wichtigsten Kostenträger - Erz und Energie - folgende Verbrauchszahlen erreicht:

Der theoretische Verbrauch an Erz mit 67% Fe beträgt 1493 Kg. Es sind aber bei den Einsatzzahlen ein Verlust von 1,5% sowie 12% rückgewinnbarer feinkörniger Anstrag zu berücksichtigen. Der Erzeinsatz beträgt daher 1726 Kg. Hiervon gehen 26 Kg verloren, 207 Kg gehen in den Kreislauf.

Für das Erdgas ist ein Verbrauch von $207 \text{ Nm}^3/\text{tFe}_{\text{ges}}$ vorgesehen. Von dem aus den Reduktionsgefäßen austretenden Gas werden nach Abtrennung des Wassers 87,5% im Kreislauf geführt, 12,5% ($180 \text{ Nm}^3/\text{t Fe}_{\text{ges}}$) treten als Abgas auf. Dieses Abgas hat die schon angegebene Zusammensetzung und einen Heizwert von 3110 kcal/Nm^3 . Das Gas enthält 32 % des Erdgas-Heizwertes, aber nur 18% der Gesamtwärme, die als chemische und thermische Energie (aus Kernenergie) verbraucht wird.

Bezüglich der Kosten wurden von den 0,56 Gcal des Rücklaufgases nur 80% - also 0,45 Gcal - als für den Prozeß nutzbar angesehen. Dies geschah mit Rücksicht auf Gasverluste und verschiedene Aufwendungen, wie z.B. die pneumatische Zuleitung des Eisenschwammes.

Die durch das Helium zu liefernde Wärmemenge beträgt $559,3 \text{ Gcal/h}$, das sind $1,34 \text{ Gcal/t Fe}_{\text{ges}}$. Dieser aus dem flow-sheet errechnete Wert (der die fühlbare Wärme des mit 683°C aus dem Reduktionsbett austretenden Materials nicht berücksichtigt) enthält einen Zuschlag von 5% zur Deckung der thermischen Verluste.

Die wichtigsten Verbraucher für elektrische Energie sind:

- a) Erzmahlung: Es werden 20 kWh/t Erz eingesetzt. Dies entspricht ca. 32 kWh/t Fe_{ges} .
- b) Verschiedene Verbrauchsstellen: Bei der Reduktionsgas- und Eisenschwammherstellung werden zum Umpumpen der Reduktionsgase und des CO_2 -Lösungsmittels usw. 65 kWh/t Fe_{ges} benötigt.
- c) Einschmelzen des Schwammes: In der Literatur wird für Kalteinsatz, einen Schwammanteil von 85 % und eine Schlackenmenge, wie sie im vorliegenden Fall angenommen wurde, ein Stromverbrauch von 550 bis 580 kWh/t Flüssig-Stahl genannt. Als Folge des Heißchargierens und der kontinuierlichen Betriebsweise kann gestützt auf vertrauliche Betriebsinformationen ein Energieverbrauch von 450 kWh/t Flüssig-Stahl angenommen werden.

Es ist interessant, einen Vergleich zwischen den von uns errechneten Energie-Verbrauchszahlen der Schwammerzeugung und den Werten zu ziehen, die für die besten Direkt-Reduktionsverfahren mit 3,3 bis 3,5 Gcal/t Fe angegeben werden. Addiert man zu der thermischen Energie von 1,41 Gcal/t Fe die aus dem Reaktor stammt, den Heizwert des Erdgases von 1,76 Gcal/t Fe, erhält man einen Bruttoverbrauch von 3,25 Gcal/t Fe*. Zieht man die o.a. 0,45 Gcal vom wirklichen Verbrauch ab, so beträgt der Nettoverbrauch 2,80 Gcal/t Fe.

4.1.5 Vergleich der Kosten

Der Hochofen -LD-Zyklus als Standardverfahren mit vorliegenden Betriebsergebnissen stellt eine geeignete Grundlage für einen Kostenvergleich dar.

Die Kostenangaben des Hochofen-LD-Zyklus sind nur mit geringen Fehlern behaftet. Trotzdem muß die subjektive Seite der Kostenermittlung berücksichtigt werden. Sie verschiebt bei An-

*Einschließlich Stromäquivalent

wendung gleicher Kriterien die absoluten Kosten beider Verfahren, ist bei der Feststellung des Kostenunterschiedes jedoch mehr oder weniger bedeutungslos.

Der Kostenvergleich wurde von Dr. A. T. Barnaba von der Società Italiana Impianti aufgrund der oben genannten Verbrauchsdaten und Anlagekosten durchgeführt. Seine Auswertung wird in Tab. 8 in einer Form wiedergegeben, die die Fakten hervorhebt, die die Kosten des Flüssig-Stahls insbesondere bestimmen. Ein ausführlicher Gesamtvergleich ist in Kapitel 5.1. wiedergegeben.

Es ist zu beachten, daß das hier beschriebene Verfahren weit von einer Optimierung entfernt ist. Der Erdgasverbrauch kann durch eine Nachverbrennung oder eine cryogenische Reinigung des Abgases weiter verringert werden. Außerdem ist eine noch größere Wärme-Rückgewinnung möglich.

Die Differenz von 4,359 RE/t Flüssig-Stahl zugunsten des Kernenergieverfahrens könnte demnach sogar noch um einen kleinen Betrag erhöht werden.

Der direkte Einsatz von heißem Eisenschwamm ist gegenwärtig noch mit gewissen Unsicherheiten verbunden. Der erhebliche Energiekostenvorteil, der sich für das hier beschriebene Verfahren aus Tab. 8 ergibt, ließe den zusätzlichen Verbrauch von 100 KWh/t Flüssig-Stahl bei Kalteinsatz zu. Die Betriebssicherheit und die Elastizität des Verfahrens könnte durch geringe Erhöhung der Investitionskosten für Eisenschwamm-Vorratsbehälter erheblich verbessert werden.

Aus Tab. 8 ergibt sich, daß der wirtschaftliche Vorteil gegenüber der Hochofenkombination vor allem den geringeren Einsatz- und Energiekosten zuzuschreiben ist. Dies ist einmal darauf zurückzuführen, daß ein kleinerer Anteil Schrott und ein größerer Anteil Erz in Form von billigem Feinerz eingesetzt wird, zum anderen auf die dem Verfahren zugrunde liegende Konzeption.

Bezüglich des neuen Verfahrens bestehen die größten Unsicherheiten bei den Verarbeitungskosten. Sie wurden absicht-

lich großzügig geschätzt und machen daher 25,9 % der Werkskosten aus, während sie beim Hochofen nur 13,8 % betragen. Es ist bemerkenswert, daß selbst ein Fehler von 20 % bei den Verarbeitungskosten den Kostenvorteil von 4,36 RE/t lediglich auf 2,46 RE/t verringern würde.

Den gegenüber dem Hochofen-LD-Verfahren um 4,22 RE/t Flüssigstahl höheren Verarbeitungskosten steht eine Ersparnis bei den Amortisationskosten in Höhe von 2,64 RE/t Flüssigstahl gegenüber.

Auch wenn die angeführten Kosten erheblichen Unsicherheiten unterliegen, stellen der Verzicht auf Kokerei und Agglomeration sowie der Ersatz der Hochofenanlage durch Apparaturen mit 30-facher Volumenleistung*) einen erheblichen Vorteil dar.

Für den Vergleich mit anderen Direktreduktionsverfahren wird auf Kapitel 5.3. verwiesen.

4.1.6 Schematische Anordnung der Gesamtanlage

In Abb. 27 wird die allgemeine Anordnung der sechs Produktionslinien des Reduktionsgases und des Eisenschwammes dargestellt. Aus den Abb. 28 und 29 kann man die Anordnung der wichtigsten Anlageteile für die Linie A mit seitlicher Leitung des Heliums und für die Linie B mit zentraler Leitung des Heliums erkennen.

Die Linie C ist spiegelbildlich zur Linie A angeordnet. Die eingetragenen Bezeichnungen beziehen sich auf das Fließschema (Abb. 26), das um einen Luftkühler im CO₂-Adsorptionsbereich und den Raum für einen Kompressor erweitert wurde.

Durch größtmögliche Annäherung der Gas-Helium-Austauscher an den Kernreaktor wurde versucht, eine möglichst kompakte Anordnung zu erhalten. Die Reduktionstürme müssen sich jedoch in peripherischer Lage in Verbindung mit dem Hüttenwerk befinden. Dies bedingt einen notwendigen Abstand der Wärmetauscher E8 - E9 (vorgesehen in senkrechter Lage und übereinander).

*) Dieser Wert beruht auf experimentellen Untersuchungen des CSM in einem für die Beurteilung ausreichenden Maßstab.

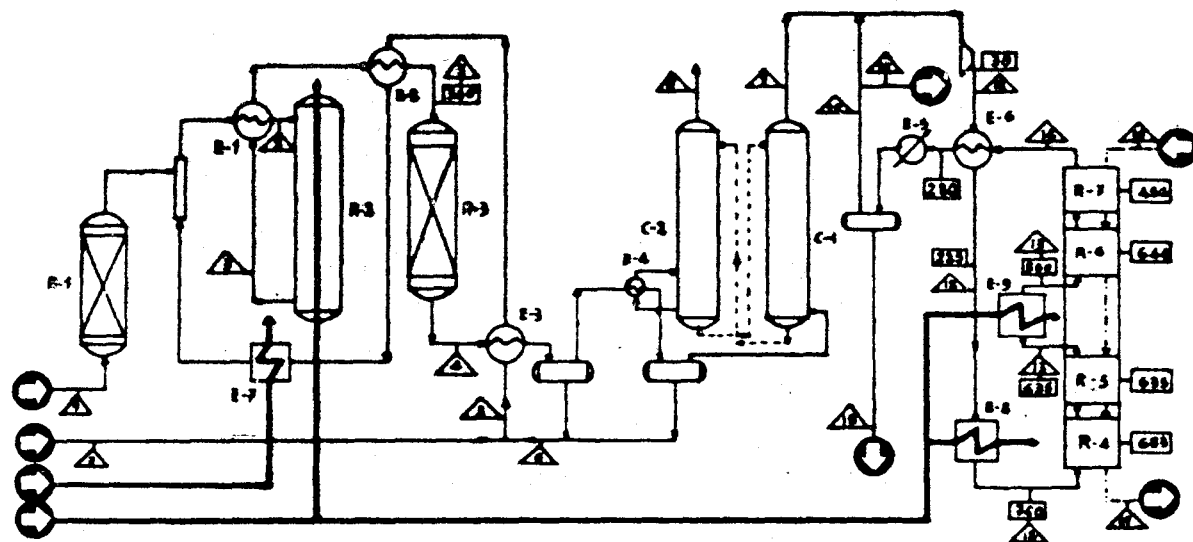
Die stark ausgezogenen Linien zeigen die Zufuhr des Heliums; die Rückleitung erfolgt auf dem gleichen Wege in einer anderen Höhe. Die Leitung des Heliums zwischen den Wärmetauschern und den Dampfkesseln für die Turbinen muß durch die Erbauer der Reaktor- u. Elektrizitätserzeugungsanlagen untersucht werden.

Tabelle 8

Selbstkosten je t Flüssigstahl

EINSATZ	Hochofen + Sauerstoffkonverter	Schwammerzeugung + Einschmelzen im Elek- troofen
Erz	12,679	13,910
Stahl- und Eisenschrott	8,064	4,480
Zuschläge und Legierungsmittel	2,064	2,480
Kalk- und Flußmittel	0,613	0,835
Teilsumme Bruttoeinsatzkosten	23,420	21,705
Gutschriften	1,878	1,473
Teilsumme Nettoeinsatzkosten	21,542	20,232
<u>ENERGIE</u>		
Hochofenkoks	8,977	-
Verschiedene feste Brennstoffe	1,307	-
Hochofen- u. Kokereigas	1,279	-
Erdgas	-	2,608
Sauerstoff	0,700	-
Gebläsewind	0,717	-
Kernreaktorwärme	-	1,502
Elektrische Energie	0,359	1,784
Teilsumme Bruttoenergiekosten	13,339	5,894
Gutschriften	2,939	0,512
Teilsumme Nettoenergiekosten	10,400	5,382
Teilsumme Einsatz + Energie- kosten	31,942	25,614
<u>VERARBEITUNG</u>		
Elektroden	-	2,240
Feuerfeste Stoffe	0,915	1,600
Werkzeuge	0,435	0,432
Chemikalien u. Materialien für Anlageunterhaltung	0,603	0,914
Wasser	0,236	0,210
Schrottplatz u. Werksfracht	1,030	0,860
Betriebslöhne	1,105	1,486
Löhne für Anlageunterhaltung	0,948	1,753
Überbetriebliche Kosten	5,272 1,105	9,495 1,487
Betriebsselbstkosten	38,319	36,596
Abschreibung + Zinsen = 12 % der Anlagekosten (216 bzw. 137,6 Mill.)	7,264	4,628
Gesamtkosten	45,583	41,224

Verfahren der Eisenerzreduktion mittels Kernenergie



CSM Castel Romano 2.10.68 Comm. E.N. Dis. 32

— Reduktionsgas — Helium — Erz
□ Temp. °C △ Kennzeichen für Zusammensetzung

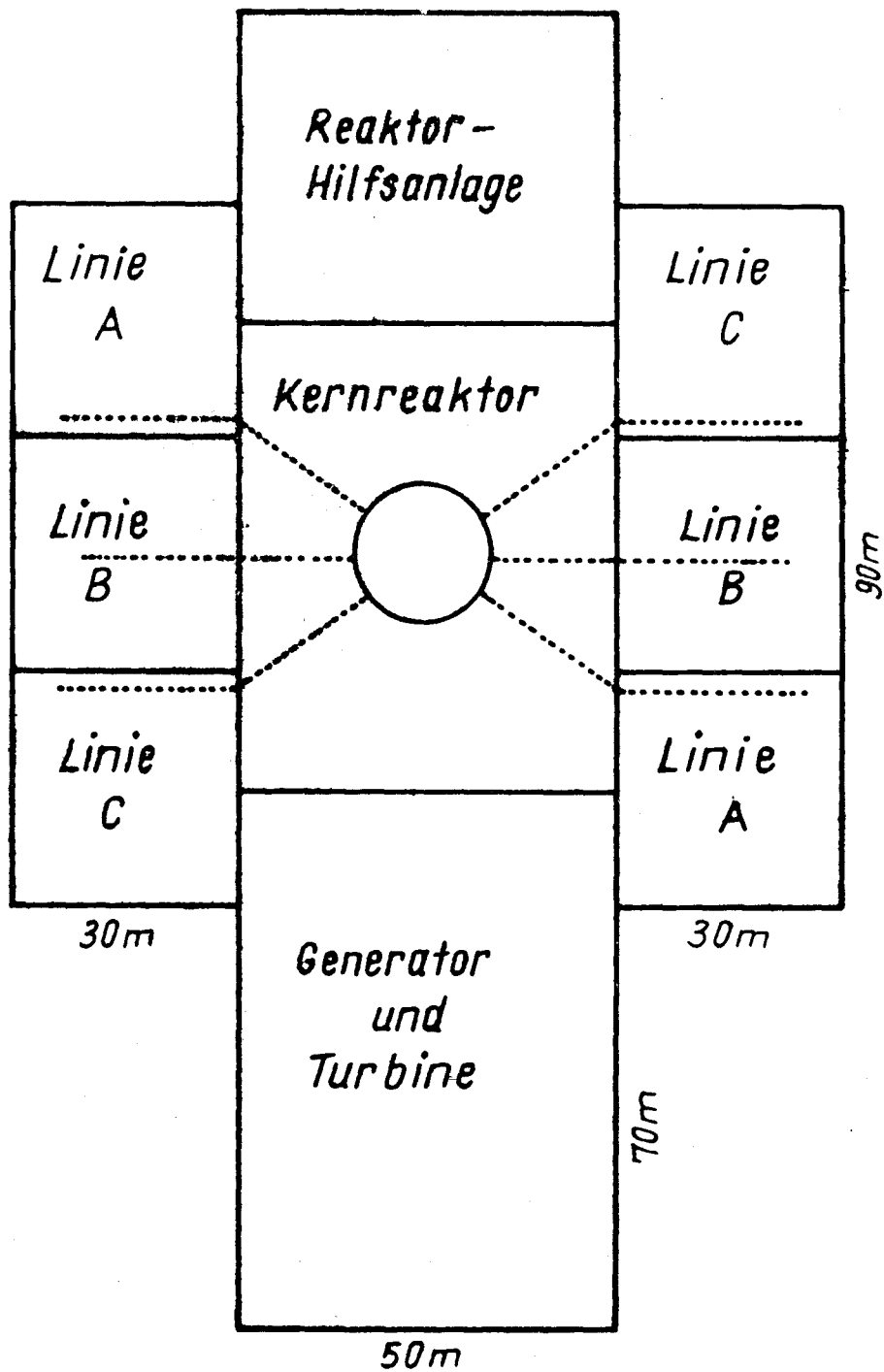
R1 Entschwefelungsreaktor
R2 Steam-reforming Reaktor
R3 Konversionsreaktor
C1 C2 CO₂absorptions und regenerationstürme
E1 Vorwärmer zur Speisung des Steam-reforming
E2 E3 Abhitze Kessel
E4 Reboiler Regenerationstürme
E5 Kondensator
E6 Vorwärmer zur Speisung des Reduktionsreaktors
R4 R5 R6 R7 Reduktionsreaktoren

AUSTAUSCHER Gas-Helium

	Leistung		TEMP. HELIUM	
	10 ⁶ kcal/h	MW		
R2	252	292	900	750
E7	94	109	385	355
E8	158,9	184	900	750
E9	54,4	63	900	750
Summe	559,3	648		

	1	2	3	4	5	6	7	8		9	10	11	12	13	14	15	16	17
	K M O L I / h									K M O L I / h								
CH ₄	3806	3806	419	419	-	-	-	-	CH ₄	419	3388	419	3388	3388	3388	-		
H ₂	-	-	12217	13314	-	-	-	-	H ₂	13314	21332	2646	32000	25062	21332	-		
CO	-	-	1332	235	-	-	-	-	CO/CO ₂ N ₂	288	2259	288	2259	2259	2259	-		
CO ₂	-	-	2055	3151	-	-	-	3136	H ₂ O	-	-	-	-	6938	10668	-		
H ₂ O	-	22836	17393	16297	-	-	-	-	Totale	14021	26979	3353	37647	37647	37647	-		
N ₂	38	38	38	38	-	-	-	-	Condens.							10668	K _g /h	
Summe	3844	26680	33454	33454	-	-	-	-	Fe ₂ O ₃								595717	-
condensator	-	-	-	-	22836	14391	8455	-	FeO								-	37521
T °C	25	510	810	380	93	137	20	-	Fe								-	387500
P K _g /h		22	21	20	30	30	30	-	Gase								26173	26173
									T °C	20	20	20			456	20	10	683
									P K _g /h	19	19	19	23+22	21	20	19		
									Schwamm 0,2%									452100

Abb. 26

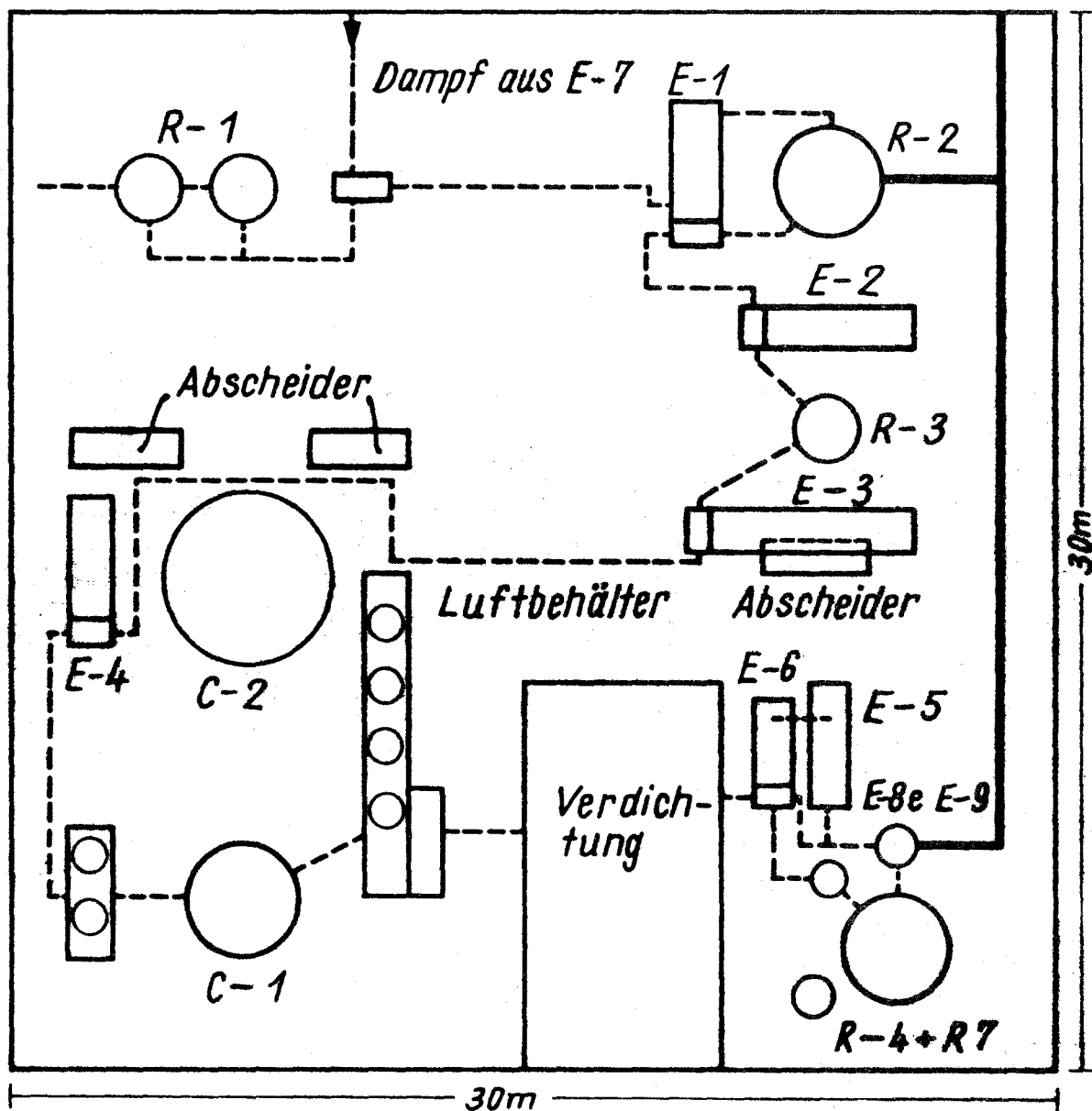


----- Helium

C. S. M. Dis 33-1

Gesamtplan der Eisenschwamm - Erzeugungsanlage
mit Kernenergie

Abb. 27



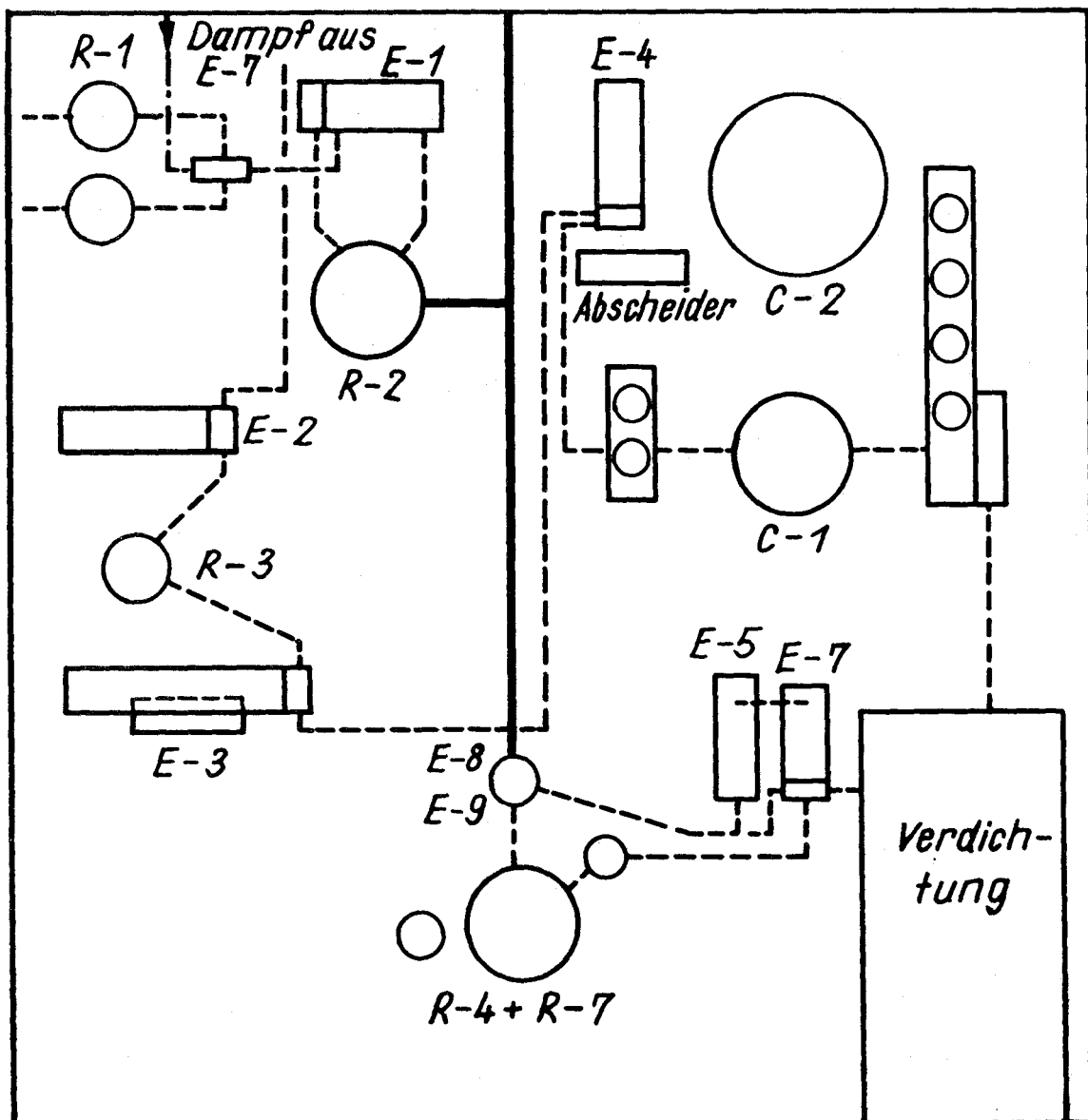
----- Reduktionsgas
 ————— Helium

CSM Dis 33-2

Plan Linie A

H₂-Erzeugung und
 Reduktion

Abb. 28



----- Reduktionsgas
 ————— Helium

CSM Dis 33-3

Plan Linie B

Abb. 29

4.2 Eisengewinnung mit Kernreaktorwärme und festen Reduktionsmitteln*)

Die Eisengewinnung mit Kernreaktorwärme und festen Reduktionsmitteln kann nach verschiedenen Verfahren erfolgen. Im folgenden werden nur Verfahren betrachtet, bei denen die zugeführte thermische Energie zur Deckung des Wärmebedarfs der Boudouard-Reaktion dient.

Über die Boudouard-Reaktion gewinnt man aus dem bei der Erzreduktion entstehenden CO_2 und dem eingesetzten Kohlenstoff das notwendige Reduktionsgas. Diese Reaktion ist stark temperaturabhängig. Sie muß durch möglichst hohe Temperaturen und/oder den Zusatz katalytisch wirkender Stoffe beschleunigt werden. Sie erfordert Temperaturen von mindestens 900°C , um mit einer wirtschaftlichen Umsatzleistung abzu-
laufen. Daher muß die fühlbare Wärme des Kernreaktors mit möglichst hoher Temperatur zur Verfügung gestellt werden.

Im folgenden wird ein spezielles Verfahren näher untersucht. Diese Untersuchung soll die notwendigen Daten für eine Wirtschaftlichkeitsstudie des HTRM-Prozesses mit festen Kohlenstoffträgern liefern. Sie beginnt mit dem Problem der Wärmeübertragung an das Reduktionsgut, beschäftigt sich dann mit dem eigentlichen Reduktionsprozeß und schließlich mit der Weiterverarbeitung des als Zwischenprodukt anfallenden Eisenschwammes.

4.2.1 Wärmeübertragung vom Reaktor an das Reduktionsmittel

Die fühlbare Wärme, die im Kühlgas eines Reaktors enthalten ist, kann nur indirekt an die Boudouard-Reaktion übertragen werden. Entweder werden wärmeaustauschende Flächen zwischen

*) Bearbeiter: Dipl.-Phys. F.R. Block, Dr.-Ing. E. Wingen
Techn. Hochschule Aachen

Helium und Verbraucher verwendet, oder Wärme wird vom Helium an ein Zwischenmedium übertragen.

Falls es gelingt, die bei einer Wandbeheizung eingesetzten Rohre hinreichend abzudichten, mag es in etwa 1 1/2 Jahrzehnten von Seiten der Sicherheitsbehörden zulässig sein, das Kühlgas des Reaktors durch die Heizrohre des wärmeverbrauchenden metallurgischen Gefäßes zu leiten.

Diese an sich einfache Prozeßführung setzt jedoch erhebliche Sicherheitsmaßnahmen voraus, da in dem Reaktorkühlgas ein Druck von 40 at herrscht, während auf der metallurgischen Seite aus thermodynamischen Gründen mit Normaldruck gearbeitet wird.

Eine wesentliche Herabsetzung des Heliumdruckes kommt aus wirtschaftlichen Gründen nicht in Betracht, da bei niedrigeren Drücken zu große Leistungen für das Umpumpen des Heliums erforderlich werden.

Als Wärmeübertragungswände kommen nach bisheriger Erfahrungen z. B. SiC-Wände oder -Rohre mit eingezogenen metallischen Dichtelementen in Frage. Diese können durch Schweißnähte dicht miteinander verbunden werden. Die Dauerstandsfestigkeit und die mögliche Rißbildung durch Thermospannungen konnten bisher an den bestehenden kleintechnischen Anlagen nicht untersucht werden.

Wenn die Wandbeheizung auch vom Prinzip her als besonders einfach angesehen werden kann, so ist doch der technische Aufwand bei der Ausführung einer derartigen Anlage nach derzeitiger Kenntnis so groß, daß der vorliegenden Studie eine andere Wärmeübertragung zugrunde gelegt wurde.

Gegenüber der indirekten Wärmeübertragung durch eine Wand erscheint die im folgenden skizzierte Lösung der Übertragung durch ein fluides Medium vorteilhafter.

An die Eigenschaften eines solchen Wärmeübertragungsmediums werden folgende Forderungen gestellt:

Das fluide Medium darf keine chemischen Reaktionen mit den metallurgischen Einsatzstoffen eingehen, die einen unwiederbringlichen Verbrauch zur Folge haben. Es sollte jedoch die schädlichen Begleitelemente des Eisens so binden, daß eine spätere einfache Entfernung aus dem Übertragungsmedium möglich ist. Die Umsatzgeschwindigkeit des metallurgischen Prozesses darf durch den Wärmeträger katalytisch nicht beeinträchtigt werden. Es sollte im Gegenteil die Reaktionsfreudigkeit der beteiligten Komponenten katalytisch erhöhen.

Nach einer grundsätzlichen Studie über die für ein solches Wärmeübertragungsmedium geeigneten Stoffe hat sich besonders Blei angeboten. Seine Eigenschaften, die es als besonders geeignet erscheinen lassen, sind:

- Blei reagiert nicht mit Kohlenstoff, dieser ist im Blei unlöslich.
- Es reagiert nicht mit Eisen, eine gegenseitige Lösung ist im hier interessierenden Temperaturbereich ausgeschlossen.
- Es kann unerwünschte Verunreinigungen, die im Reduktionsmittel und gegebenenfalls im Erz enthalten sind, chemisch binden und damit eliminieren. Schwefel wird quantitativ gebunden, während sich die übrigen Begleitelemente nicht in nennenswerten Mengen anlagern.
- Es ist im erforderlichen Temperaturbereich flüssig und läßt sich mechanisch oder elektromagnetisch pumpen.
- Es erweist sich als vorteilhafter Katalysator für die Boudouard-Reaktion. Der Umsatz von Kohlensäure mit Kohlenstoff unter Bildung von Kohlenmonoxyd wird im betrachteten Temperaturbereich um mehr als einen Faktor 10 erhöht ¹⁾²⁾.

Der Dampfdruck des metallischen Bleis muß zwar in dem hier in Frage kommenden Temperaturbereich beachtet werden, beeinträch-

1) C. Kröger, Angewandte Chemie 52 (1939) S. 129/39

2) J. F. Rakaszawski, W.E. Parker, Carbon, 1964 Vol. 2
S. 53, 63

tigt aber nicht prinzipiell die Technologie oder Wirtschaftlichkeit des Verfahrens (Abb. 30).

Unsere experimentellen Untersuchungen haben gezeigt, daß die Sickergeschwindigkeit von Blei in einem Koksbedt bei etwa 0,2 bis 0,5 m/sec liegt und daß die Halbwertszeit für die Temperaturangleichung zwischen Koks und Blei etwa 1 sec beträgt.

Die Bleitechnologie ist von anderen Prozessen her, insbesondere der Blei- und Zinkgewinnung, weitgehend entwickelt, so daß bei der Ausbildung des Bleikreislaufes auf die hier vorliegenden Erfahrungen zurückgegriffen werden kann. Der Bleipreis ist relativ niedrig. Die nicht völlig ausschaltbaren Verluste fallen daher wirtschaftlich nicht ins Gewicht.

Die Übertragung der Wärme von flüssigem Blei erfolgt durch direkte Berührung. Das Blei kann durch ein Koks-Fluidatbedt oder einen Schachtoven rieseln. Es kann aber auch der Kohlenstoffträger auf dem flüssigen Blei schwimmen oder auf ein Bleibad geblasen werden.

Dieser Studie wird die Wärmeübertragung in einem Schachtoven zugrunde gelegt, weil sie im Gegensatz zu den anderen Verfahren die Möglichkeit bietet, sich stärker auf bekannte Techniken abzustützen. Es soll damit jedoch nicht gesagt werden daß andere Techniken nicht auch zu wirtschaftlichen oder sogar besseren Verfahren als dem hier gewählten führen können. Es wird vielmehr für nötig gehalten, die einzelnen Verfahren genauer gegeneinander abzuwägen, sobald weitere Kenntnisse gewonnen worden sind. Auch die endgültige Entscheidung zwischen Ein- oder Zweikammer-Verfahren - gemeinsamer oder getrennter Einsatz von Erz- und Kohlenstoffträger - bleibt weiteren Studien vorbehalten.

Schachtöfen können so groß gebaut werden, daß sich die geplante Produktion in wenigen Einheiten erzeugen läßt. Die

großen und kompakten Einheiten bieten den Vorteil einer geringen Anzahl von Beschickungs- und Austragsvorrichtungen.

Ein gewisser Nachteil des Schachtofens ist darin zu sehen, daß er auf eine körnige Beschickung angewiesen ist, um einen ausreichenden Gas- und Bleidurchtritt zu gewährleisten. Dies hat zur Folge, daß feinkörnige Eisenerze agglomeriert werden müssen. Allerdings sind die Anforderungen an die Gasdurchlässigkeit wegen der niedrigen Gasmengen wesentlich geringer als etwa im Hochofen. Diesem gegenüber werden auch geringere Anforderungen an die Festigkeit der Möllerstoffe gestellt, so daß unter Umständen weichere Erze, die normalerweise agglomeriert werden müßten, direkt eingesetzt werden können.

Die Trennung des Bleis vom Feststoff am unteren Ende des Schachtes ist mit gewissen Komplikationen verbunden. Das Studium der Austragsorgane gemeinsam mit der Firma Lurgi hat jedoch zu praktikablen Lösungen geführt. Die technische Ausbildung der Reduktionsanlage wird in Abschnitt 4.2.3.4.1. erläutert, da zunächst die Wärmeübertragung von Helium an Blei diskutiert werden soll.

4.2.1.1 Die Wärmeübertragung vom Reaktorkühlmittel an flüssiges Blei

Untersuchungen über den Hochtemperatur-Wärmeaustauscher zwischen Helium und Blei haben zu der Erkenntnis geführt, daß metallische Werkstoffe voraussichtlich ungeeignet oder zu teuer sind. Die untersuchten Legierungen sind nicht über längere Zeiten beständig, da bei den hohen Temperaturen durch Thermodiffusion eine Zersetzung des Metalles stattfindet. Aus wirtschaftlichen Gründen lassen sich "exotische"*)

*) Nicht handelsübliche, teure Materialien, z.B. auf der Basis Wolfram, Tantal, Molybdän, Rhenium

Materialien voraussichtlich nicht einsetzen. Hingegen erscheint der im folgenden skizzierte Wärmetauscher geeignet.

Dieser Wärmetauscher*) besteht aus Graphit und liegt so tief unterhalb der Bleizuführung in das Reaktionsgefäß, daß der hydrostatische Druck der Bleisäule etwa gleich dem Heliumdruck ist. Durch geeignete Dimensionierung kann man erreichen, daß sich der Wärmetauscher bei einem Leck automatisch abdichtet.

Graphit hat auch bei den hohen Temperaturen gute Festigkeitseigenschaften. Der Wärmetauscher kann daher so ausgelegt werden, daß er auch für den Fall, daß auf einer Seite (Helium) der Druck zusammenbricht, keinen Schaden nimmt.

Mit Hilfe von pyrolytischem Kohlenstoff kann der Wärmetauscher abgedichtet werden. Der gegenüber Helium höhere Druck des Bleies liefert eine zusätzliche Abdichtung. Die Helium-Leck-Verluste sind daher voraussichtlich verschwindend gering.

Die wärmetechnische Auslegung und die Festigkeitsberechnungen wurden von der Société pour l'industrie Atomique (SOCIA) durchgeführt; sie sind in Kapitel 3 dargestellt.

Das Blei nimmt von Koks oder Kohle Schwefel auf. Dieser Schwefel wird in einer Regenerierungsanlage mit Luftsauerstoff abgebrannt. Mit Rücksicht auf den Graphitwärmetauscher muß im Blei ein minimaler PbS-Spiegel aufrecht erhalten werden, da dieser die gleichzeitige Anwesenheit von Bleioxyd unterbindet. Bleioxyd könnte auf die Dauer zu einer Zerstörung des Graphitwärmetauschers führen. Dies um so mehr, als Blei auf den Graphitumsatz katalytisch promovierend wirkt. Langzeitversuche mit entsprechendem großen Aufwand sind für die endgültige Beurteilung und für die Auslegung des Schwefelge-

*) Nach einer Idee von F.R.Block, Institut für Eisenhüttenwesen der TH Aachen

haltes im Blei erforderlich.

Der Wärmetauscher läßt sich so auslegen, daß sich die einzelnen wärmetauschenden Rohre bei einem Leck selbsttätig abdichten, ohne daß die übrigen Rohre beeinflusst werden.

Diese Konzeption wurde jedoch der durch die SOCIA berechneten Ausführung nicht zugrunde gelegt, da hierzu U-förmige Rohre oder mehrere Anschlüsse notwendig sind, und da nach der selbsttätigen Abdichtung einzelner Rohre Bleidämpfe in das Helium übertreten können. Diese würden in kälteren Bereichen kondensieren und u.U. zu Schäden an der Heliumturbine führen.

Die Wärmeaustauschanlage besteht zweckmäßigerweise aus mehreren Einheiten, die die gleiche oder doppelte Zahl von Reduktionsanlagen versorgen. Die Bleiführung wird dabei so ausgelegt, daß sich die einzelnen Bleiströme gegenseitig ersetzen lassen. Die Aufteilung in mehrere Einheiten bringt auch beim ersten Anfahren erhebliche Vorteile, da zunächst nur ein in sich kurzgeschlossener Kreislauf in Betrieb genommen wird, der dann später flüssiges Blei in die anderen Kreisläufe abgibt.

Sollte der Reaktor aus besonderen Gründen vorübergehend (mehrere Tage) ausfallen, schließt man den Bleikreislauf am Ende der aufsteigenden kommunizierenden Rohre kurz und schützt ihn vor Wärmeverlusten. Da der Erstarrungspunkt von Blei bei 327°C liegt, bleibt das Blei über einen langen Zeitraum flüssig.

Besondere Beachtung benötigt auch das Verhalten der Graphitoberfläche gegenüber flüssigem Blei bei hohen Temperaturen. Hier kann aufgrund kleintechnischer Versuche zunächst davon ausgegangen werden, daß kein korrosiver Angriff des flüssigen Bleies auf die Graphitrohre eintritt.

4.2.2. Die Bleiregenerierung

Das Blei nimmt beim Zweikammerverfahren, bei dem die größere Affinität des Eisens gegenüber Schwefel nicht zum Tragen kommt, den Schwefel quantitativ auf. Die Regenerierung des umlaufenden Bleies ist deshalb in der Hauptsache ein Entschwefelungsverfahren. Welcher Spiegel an Verunreinigungen im Hinblick auf nichtmetallische Ansätze an den Graphitwänden, Pumpen, Absperr- und Regelorganen zulässig ist, muß noch untersucht werden.

Es ist auch noch zu prüfen, welche Begleitelemente günstiger über das Blei dem Eisen direkt entzogen werden und für welche die direkte Entfernung aus dem flüssigen Eisen vorteilhafter ist.

Für den Schwefel bringt die Bleimetallurgie erhebliche Vorteile. Schwefel geht nach unseren Untersuchungen quantitativ vom Kohlenstoffträger an das Blei über und kann in bekannter, einfacher Weise durch Aufblasen von Luft wieder aus dem Blei als SO_2 entfernt werden. Man kann das in dieser Reinigungsanlage anfallende Schwefeldioxyd voraussichtlich mit wirtschaftlichem Erfolg zur Herstellung von Schwefelsäure verwenden. Da ein schwefelfreier Eisenschwamm entsteht, kann auf teure Entschwefelungsmaßnahmen, wie sie für andere Eisenschwammverfahren u.U. notwendig sind, verzichtet werden.

4.2.3 Der Reduktionsprozeß mit Kernreaktorwärme beim Einsatz fester Reduktionsmittel

4.2.3.1 Maßnahmen zur Erzielung einer wirtschaftlichen Reaktionsraumausnutzung

Die Anlage- und Betriebskosten eines Eisenerzreduktionsverfahrens werden stark durch die Höhe der Reaktionsraumausnutzung ($t/24 \text{ h} \cdot \text{m}^3$) beeinflusst.

Der langsamste Teilschritt der bei der Reduktion von Eisenerzen mit festen Reduktionsmitteln ablaufenden gekoppelten chemischen Reaktionen ist die Reduktion der beim Sauerstoffabbau gebildeten Kohlensäure zu Kohlenmonoxyd (Boudouard-Reaktion). Alle Maßnahmen, die diese chemische Reaktion beschleunigen, erhöhen die Reaktionsraumausnutzung. Die Boudouard-Reaktion wird durch hohe Temperaturen begünstigt.

In absehbarer Zeit wird der heliumgekühlte Reaktor eine maximale Austrittstemperatur von etwa 1200°C erreichen. Bei dieser Temperatur läuft die Boudouard-Reaktion mit erheblicher Geschwindigkeit ab. Es wird jedoch angestrebt, daß der Reduktionsprozeß alle über etwa 900°C zur Verfügung gestellte Wärme verbraucht, um die Umpumpleistung für das Reaktorkühlmittel in Grenzen zu halten, und um eine abgestimmte Aufteilung zwischen der abgenommenen thermischen und der elektrischen Energie zu erzielen. Bei der unteren Temperatur von 900°C ist Koks reaktionsträge. Daher wird erwogen, einen Teil des Koks durch Braunkohle zu ersetzen. Der Koks übernimmt dann vorwiegend wie im Hochofen die physikalischen Aufgaben bei der Durchgasung, während die wesentlich reaktionsfreudigere Braunkohle den größten Teil der chemischen Arbeit übernimmt. Der Einfachheit halber wird in der vorliegenden Studie jedoch von Koks ausgegangen.

Der Umsatz wird durch das Blei katalytisch sehr begünstigt. Es bleibt zu untersuchen, inwieweit Schwefel die katalytische Wirkung des Bleies unterdrückt.

Im o.g. Temperaturbereich wird die Umsatzgeschwindigkeit durch die chemische Reaktion und nicht durch die Diffusion bestimmt. Daher hat die Körnung des Kohlenstoffträgers kaum Einfluß auf die Reaktionsgeschwindigkeit. Da die Reduktion des Erzes wesentlich schneller als die Kohlendioxydzersetzung erfolgt, wird das Verfahren mit einem erheblichen Kohlenstoffüberschuß betrieben. Dieser Überschußkohlenstoff muß von dem erzeugten Eisenschwamm abgesiebt und dem Prozeß wieder zugeführt werden.

4.2.3.2 Wahl des speziellen Reduktionsverfahrens

Ein wichtiger kostensparender Gesichtspunkt für die Auswahl eines Reduktionsverfahrens, das mit Kernreaktorwärme beheizt werden soll, ist die möglichst weitgehende Ausnutzung des Reduktionsmittels, d.h. ein möglichst geringer Reduktionsmittelverbrauch pro t ausgebrachten Eisens.

Die Kernreaktorwärme steht im Normalfall zu geringeren Kosten zur Verfügung als fossile Brennstoffe. Die weitgehende Ausnutzung des Reduktionsmittels kann man mit Hilfe einer Gaswäsche erreichen, die Wasserdampf und Kohlensäure aus dem Abgas entfernt.

Da eine Gaswäsche unter Normaldruck mit erheblichen Kosten verbunden ist, wurde das vorliegende Verfahren so entwickelt, daß von einer Gaswäsche abgesehen werden kann. Hierzu wurde das Verfahren in zwei Stufen - Vorreduktion und Endreduktion - unterteilt. Die Temperaturführung wurde so gewählt, daß die Boudouard-Reaktion nur in der Endstufe stattfindet und somit ein hohes Reduktionspotential für die Reduktion der Wüstit-Stufe vorliegt. Die höheren Oxydationsstufen werden dann im Gegenstrom von den aufsteigenden Gasen abgebaut. Diese Prozeßführung entspricht einem "idealen" Verfahren³⁾.

Man hat zwei Möglichkeiten, in den Prozeß einzugreifen: Durch Drosselung oder Steigerung des Bleiflusses kann man kurzfristig die Temperatur in der Endreduktionsstufe ändern. Durch eine Änderung des Kokssatzes läßt sich langfristig eine optimale Reaktionsraumausnutzung einregulieren. Die genauen Daten hierzu können nur in einer im halbertechnischen Maßstab betriebenen Anlage gewonnen werden.

³⁾ W. Wenzel, V. Noritz u. F. R. Block
Stahl und Eisen, 88 (1968) S. 673/75

Die Auswahl des Schachtofenverfahrens und die technische Ausbildung des Reduktions-Schachtofens wurde gemeinsam mit der Firma Lurgi, Frankfurt,*) erarbeitet. Das von der Firma Lurgi entworfene Reduktionsgefäß ist in den Abbildungen 31 und 32 wiedergegeben.

4.2.3.3 Einsatzstoffe

Reduktionsmittel

Unter den festen Reduktionsmitteln ist Braunkohle am preisgünstigsten. Hinsichtlich der Verfügbarkeit kommt der Steinkohle die größere Bedeutung zu, da Braunkohle in Westeuropa in ausreichenden Mengen nur in Deutschland vorliegt.

Die Verunreinigungen, insbesondere der Schwefelgehalt, sind bei Braunkohle, bei europäischer Steinkohle sowie bei den in Frage kommenden Importkohlen jeweils so niedrig, daß eine Beeinträchtigung der Eisengewinnung nicht zu erwarten ist. Dagegen muß hinsichtlich der Ballaststoffe vor allem bei der Braunkohle darauf hingewiesen werden, daß sie in ihrer billigsten Form als Rohkohle zwischen 50 und 60% Wasser enthält und daß diese Rohkohle für den Einsatz als Reduktionsmittel zuvor getrocknet werden muß. Die Trocknung erhöht den Kalorienpreis dieses Brennstoffes. Er erreicht jedoch nicht den Preis der Steinkohle oder gar des Steinkohlenkokses.

Voraussichtlich wird sich getrocknete Braunkohle und preiswerte Steinkohle als Reduktionsmittel einsetzen lassen. Die Verkokung findet dann in der Reduktionsanlage statt. Da dieser Prozeß noch nicht hinreichend untersucht wurde, wird im Folgenden der Einsatz von metallurgischem Koks in den Vordergrund gestellt.

*) Lurgi Gesellschaft für Chemie und Wärmetechnik, Frankfurt

Erz

Der Schachtofenprozeß setzt die Verwendung stückigen Erzes voraus. Es besteht die Möglichkeit, Stückerz direkt zu beziehen. In Anlehnung an die Vergleichsobjekte (4.1) wird aber der Bezug von hämatitischem Feinerz (67% Fe) und dessen anschließende Pelletierung zugrunde gelegt. Für die Wirtschaftlichkeitsbeurteilung solcher Agglomerieranlagen stehen heute verlässliche Unterlagen zur Verfügung.

Zuschlagstoffe

Üblicherweise werden bei Eisenschwamm-Verfahren Entschwefelungsmittel (Kalk, Dolomit) zugesetzt. Die hier gewählte Technologie führt jedoch zur quantitativen Bindung des Schwefels an das Blei. Daher kann auf den Einsatz von Entschwefelungsmitteln verzichtet werden.

4.2.3.4 Durchführung des Verfahrens

4.2.3.4.1 Aufbau der Reduktionsanlage

Der Aufbau des gemeinsam mit der Firma Lurgi konzipierten Reduktionsschachtes wird anhand der Abbildungen 31 und 32 erläutert.

Die gesamte Reduktionsanlage besteht aus 6 Einheiten. Jede Einheit hat ein Nutzvolumen von 715 m^3 und eine Kapazität von 2000 t Eisen pro Tag. Dies entspricht einer Volumenleistung von $2,8 \text{ t Fe pro m}^3$ und 24 h. In ersten Versuchen wurde gezeigt, daß diese Reaktionsraumausnutzung noch überschritten werden kann. Es genügen 5 Einheiten zur Erzeugung der pro Tag geplanten 10 000 t Eisen. Die sechste Einheit steht in Reserve.

Jede Einheit besteht aus zwei parallelen Schächten für die Endreduktion. Diese beiden Schächte laufen nach oben hin zu einem zentralen Schacht für die Vorbereitung und

Vorreduktion der Beschickung zusammen. Über diesem Mittelteil befinden sich die Begichtungseinrichtungen. Seitlich wird in der oberen Hälfte des Mittelteiles Luft zur Nachverbrennung der aufsteigenden Reduktionsgase eingeblasen. Die Schächte sind in konventioneller Weise mit feuerfestem Material ausgekleidet.

In der Decke der Endreduktionsschächte befinden sich die Zuführungs- und Verteilungsorgane für das mit 1150°C eintretende flüssige Blei. Das Blei strömt feinverteilt aus der Decke und sickert durch die Beschickung. Am unteren Ende der Seitenschächte liegen der Bleiauslaß und darüber die Abzugsorgane für das fest auszutragende Reaktionsgut. Die Austragung erfolgt mit wassergekühlten Schnecken.

Der heiße Austrag kann auf flüssigem Blei schwimmend zur Absiebung und Magnetscheidung transportiert werden. Das Blei deckt dabei die auftretenden Wärmeverluste, die in der Wärmebilanz großzügig angesetzt wurden. Bei einer besseren Isolierung der Transportkanäle und beim Einsatz von Kettenförderern lassen sich hier voraussichtlich noch erhebliche Einsparungen erzielen, die einer höheren Leistung der Reduktionsanlage zugute kommen können, falls zugleich ein reaktionsfreudigeres Reduktionsmittel eingesetzt wird. Die Wärmekosten pro t Eisen lassen sich dann um ca. RE 0,50 senken.

4.2.3.4.2 Reaktionsvorgänge im Schachtofen

Im Mittelschacht findet die Vorwärmung der Beschickung und eine Vorreduktion bis zur Wüststufestufe statt.

Nach der Überführung in die Seitenschächte wird die Beschickung durch das flüssige Blei von 1150°C schnell bis zu einer Temperatur von etwa 1000°C aufgeheizt. Erst nach diesem Temperatursprung setzt die Boudouard-Reaktion ein. Sie liefert das für die Reduktion notwendige Gas.

Im Endreduktionssschacht läßt sich wegen der gleichsinnigen Flußrichtung des Bleies und der festen Einsatzstoffe kein Gegenstrom realisieren. Dies ist ein erheblicher Nachteil des hier gewählten Verfahrens.

Da eine 100%ige Reduktion nur nach unverhältnismäßig langen Zeiten zu erreichen ist, begnügt man sich mit einem Reduktionsgrad von 95% und nimmt in Kauf, daß zusätzlich Zeit und Energie beim nachfolgenden elektrischen Einschmelzprozeß erforderlich werden.

Der Reduktionsgrad von 95% hat sich als wirtschaftlicher Schnitt herausgestellt, für den Fall, daß die Kosten der elektrischen Energie für das Einschmelzen bei 4 bis 6 Dpfg (0,01 bis 0,015 RE/kWh) liegen. Für den hier zu beurteilenden Prozeß ist in diesem Zusammenhang zu beachten, daß bei den niedrigen Kosten für den Einschmelzstrom, die sich aus der direkten Reaktionswärmeausnutzung ergeben (ca. 1,5 Dpfg = 0,00375 RE/kWh), der wirtschaftlich optimale Endreduktionsgrad niedriger liegen kann, beispielsweise bei 90%. Da die hierfür notwendigen Unterlagen sowohl des Reduktionsprozesses wie des Schmelzprozesses zur Zeit nicht ausreichen, wird bei der vorliegenden Studie ein Reduktionsgrad von 95% zugrunde gelegt.

Abb. 33 zeigt einen Überblick über die Anlage und ihre Betriebsdaten. Der Stoff- und Energiefluß sowie die Temperaturen sind eingetragen.

Die Wärmebilanz des Verfahrens ist in den Tabellen 9 und 10 wiedergegeben.

4.2.3.5 Erzeugtes Produkt und Weiterverarbeitung

Eigenschaften

Das aus dem Reduktionssschacht ausgetragene Gut besteht aus Eisenschwamm, Überschußkohle und Asche.

Die Trennung der einzelnen Komponenten erfolgt durch Magnetscheidung und Heißabsiebung. Die Überschußkohle wird dem Reduktionsprozeß im Kreislauf erneut zugeführt. Aus der Asche wird Blei in einer besonderen Anlage rückgewonnen.

Der Eisenschwamm setzt sich etwa wie folgt zusammen (Angaben in %)*):

Fe met	85,72) Fe _{ges} = 92,16
FeO	8,29	
Gangart	5,79	
C	0,20	

4.2.3.6 Heißtransport und Heißtrennung

Das Reduktionsgut verläßt den Schachtofen mit einer Temperatur von etwa 950°C. Die Austragungsorgane und das Transportsystem sind so vorgesehen, daß das heiße Produkt mit möglichst geringem Temperaturverlust in die Einschmelzanlage überführt wird, um dort elektrische Energie einzusparen. Es wird mit einer Einsatztemperatur von 600°C gerechnet. Der Transport erfolgt durch flüssiges Blei und durch Redler.

Die Trennung der einzelnen Komponenten erfolgt durch Magnetscheidung***) und Absiebung. Mittels der Magnetscheidung wird der Eisenschwamm von den beiden anderen Bestandteilen getrennt, die gemeinsam einer Siebanlage zugeführt werden. Die Maschenweite dieser Siebanlage ist so eingestellt, daß sich im Siebdurchfall praktisch die gesamte Asche des Kohlenstoffträgers befindet, während das abgesiebte Material zum überwiegenden Teil aus dem Reduktionsmittelüberschuß besteht.

*) In Übereinstimmung mit 5.1.1

**) Die Heißmagnetscheidung dicht unterhalb des Curie-Punktes ist technologisches Neuland.

4.2.3.7 Heißeinsatz in den Elektroschmelzöfen

Das Einschmelzen von Eisenschwamm in Elektrolichtbogenöfen ist großtechnisch erprobt. Besondere Fortschritte wurden hinsichtlich der Ofenleistung und des Stromverbrauchs durch die in den letzten Jahren entwickelte kontinuierliche Beschickung des Elektroofens in einen Stahlsumpf erreicht. Daher wird im folgenden der Elektrolichtbogenofen als Einschmelzaggregat gewählt.

In zukünftige Überlegungen wird man auch den Induktionsofen einbeziehen müssen. Im Induktionsofen werden die lokalen Überhitzungen, die an den Elektroden des Lichtbogenofens auftreten, vermieden. Andererseits bringt der Induktionsofen technologische Schwierigkeiten (mechanische Schwingungen).

Eisenschwamm wird gegenwärtig großtechnisch noch nicht heiß in Lichtbogenöfen eingesetzt. Mit dem Heißechargieren lassen sich erhebliche Vorteile erzielen: Leistungssteigerung, Stromverbrauchsminderung. Es ist zu erwarten, daß in Zukunft noch wesentliche Entwicklungsarbeiten auf diesem Gebiet geleistet werden. Das gleiche gilt auch für den Einsatz von außerhalb des Lichtbogenofens vorgewärmtem Stahlschrott. In der vorliegenden Studie wird vorausgesetzt, daß nach Ablauf einer Entwicklungszeit von 1 1/2 Jahrzehnten die z.Zt.erkennbaren Schwierigkeiten des Heißeinsatzes überwunden sein werden. Der Stromverbrauch für das Einschmelzen des mit 600°C in kontinuierlich arbeitende Hochleistungsöfen (Ultra High Power) eingesetzten Eisenschwammes wird zu 450 kWh pro t flüssigem Stahl angesetzt. Es sei hier daran erinnert, daß wegen der Bleimetallurgie auf weitere Entschwefelungsmaßnahmen im Elektroofen verzichtet werden kann.

4.2.3.8 Bleirückgewinnung

In dem ausgetragenen Feststoffgemisch sind je nach Verfahrensweise kleinere oder größere Mengen Blei enthalten. Laborversuche haben gezeigt, daß die Bleiaufnahme von Koks und Erz stark davon abhängig ist, ob der Feststoff in das Blei eingedrückt wird, auf ihm schwimmt oder ob das Blei nur über den Feststoff rieselt.

Das Blei, das sich im Umlaufkoks festsetzt, bedarf keinerlei zusätzlicher Maßnahmen, da beim Wiedereinsetzen des Kokes die Temperatur so niedrig liegt, daß eine Verdampfung nicht stattfindet.

Das Blei, das mit der Asche austritt, wird ausgepreßt oder ausgeschleudert. Gewisse Rückstände bleiben in der Asche. Sie sind als Verluste anzusehen.

Das mit dem Eisenschwamm in den Einschmelzprozeß eingebrachte Blei bedeutet eine Unbequemlichkeit, bringt aber keine schwerwiegende technologische oder wirtschaftliche Beeinträchtigung des Verfahrens. Auch an Hochöfen schreckt man nicht davor zurück, bleihaltige Erze einzusetzen. Das Blei sammelt sich überwiegend unterhalb des flüssigen Eisens.

Beim Heißeinsatz in den Lichtbogenofen muß den aufsteigenden Bleidämpfen Gelegenheit gegeben werden, am Beschickungsgut zu kondensieren. Das Blei, das sich am Boden des Schmelztiegels sammelt, wird in den Bleikreislauf zurückgeführt.

4.2.4 Schematische Anordnung der Gesamtanlage

Die Anordnung aller Anlageteile eines derartigen Hüttenwerkes stimmt mit Ausnahme des eigentlichen Bereiches der Kernreaktoranlage weitgehend mit der Planung überein, die in Abschnitt 4.1.6 für die Verwendung von Methan als Reduktionsmittel beschrieben wurde.

Die vorliegende Beschreibung beschränkt sich deshalb auf den nuklear-siderurgischen Teil, d.h. auf Kernreaktor, Kernkraftwerk, Reduktionsanlage und die Einschmelzanlage für den Eisenschwamm.

Die Abb.34 zeigt eine Anordnung für eine solche Verfahrenskombination. Die Anlageteile sind dabei so zueinander angeordnet, daß möglichst kurze Leitungswege für das bei hoher Temperatur und hohem Druck befindliche Reaktorkühlmittel bis zu den Wärmeaustauschern erreicht werden. Außerdem wird eine möglichst weitgehende Symmetrie der Anlage gefordert.

Der Kernreaktor hat einen Grundflächenbedarf von etwa 50 x 50 m. Von der Hauptsymmetrieachse der Gesamtanlage aus gesehen befinden sich rechts und links vor dem Reaktor die Helium/Bleiwärmetauscher mit kürzesten Zuleitungen vom Kernreaktor zum Wärmetauscher. Von den Wärmetauschern aus laufen die Heliumleitung für das auf etwa 900°C abgekühlte Helium zur Heliumturbine. Von der Heliumturbine wird das auf ca. 511°C abgekühlte Reaktorkühlmittel wieder in den Kernreaktor eingespeist.

Von den Wärmetauschern führen die Heißbleileitungen unmittelbar zum Mittelteil der Reduktionsanlage. Sie werden dort zusammengefaßt und auf die einzelnen Reduktionsaggregate verteilt. Das kalte Blei wird wie in Abb.32 und Abb.33 dargestellt, über eine Aufbereitungsanlage zurückgeführt.

Zum Kernreaktor gehört ein Gebäude mit etwa dem gleichen Grundflächenbedarf wie der Kernreaktor, das seitlich von diesem angeordnet ist und die gesamten Versorgungs- und Überwachungseinrichtungen des Reaktors enthält. Zur Turbinenanlage gehört die Schalt- und Meßwarte, die seitlich an der Turbinenanlage angeordnet ist. Die Reduktionsanlage, die aus 6 einzelnen Reduktionsaggregaten besteht, von denen jeweils 5 in Betrieb sind, ist mit jeweils 3 Aggregaten auf jeder Seite symmetrisch zur Hauptachse der Gesamtanlage angeordnet. Die Versorgung der Reduktionsanlage mit den festen Rohstoffen (Erz, Reduktionsmittel) erfolgt wie in Abb.32 dargestellt mit Bändern von der dem Reaktor abgewandten Seite aus.

Der heiße Eisenschwamm wird aus den Reduktionsaggregaten zur Mitte und zu den beiden Seiten hin abgezogen (Abb.32) und von hieraus kontinuierlich zu der dem Reaktor abgewandten Seite der Reduktionsanlage transportiert. Der Eisenschwamm wird einer Abscheidanlage zugeführt, in der die Heißtrennung von Eisenschwamm und Reduktionsrückstand (Überschußkohle und Asche) erfolgt, sowie eine Siebtrennung von Überschußkohle und Asche.

Der in der Trennanlage gewonnene heiße Eisenschwamm wird heiß der Einschmelzanlage zugeführt. Diese besteht aus 3 Elektroöfen, von denen jeweils 2 in Betrieb sind, während der dritte in Reserve steht.

Der in der Abb.34 niedergelegte Grundrißplan soll nur eine vorläufige Abschätzung des Platzbedarfes darstellen. Es sind verschiedene Änderungen im Aufstellungsplan möglich, wobei aber die eingangs herausgestellten Gesichtspunkte gewahrt bleiben sollten.

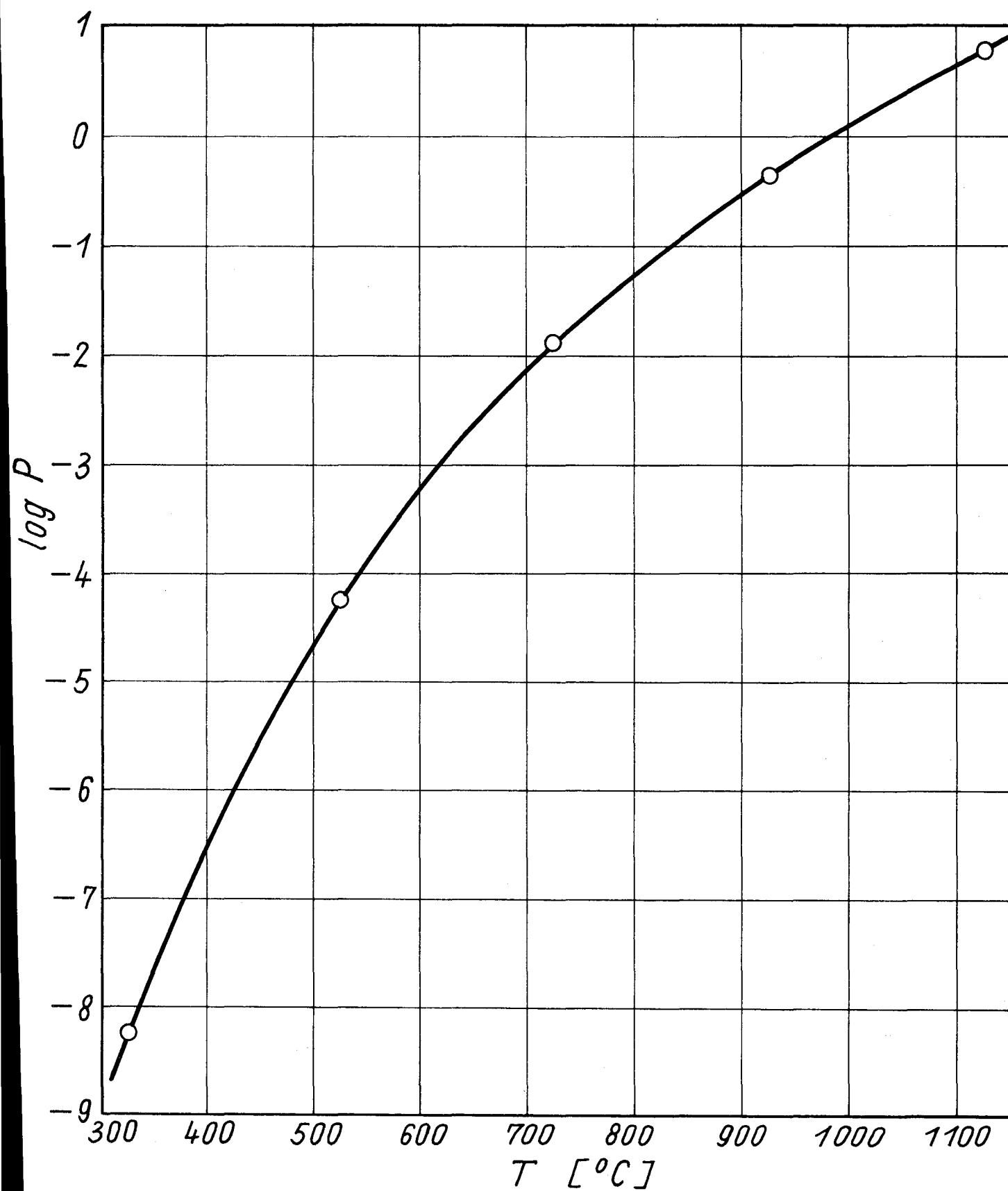
Stoff- und Wärmebilanz: Vorreduktionsstufe

A. Eingang	kg/t Fe	Nm ³ /t Fe	°C	Kcal/t Fe
1. Koks				
a. Rücklaufkoks	830	-	550	134.500
b. Neukoks	250	-	0	-
2. Erz	1500	-	0	-
3. Abgas der Endreduktion	440	352	800	93.500
a. CO				
b. CO ₂	47,2	24	800	9.900
4. Verbrennungsluft				
a. N ₂	276	220	0	-
b. O ₂	78,5	55	0	-
5. Reaktionswärme: CO-Verbrennung	-	-	-	341.900
Gesamteingang	3421,7	-	-	579.800
B. Ausgang				
1. Koks	1080	-	700	238.000
2. Erz	1357	-	700	178.500
3. Abgas der Vorreduktion				
a. N ₂	276	220	296	20.400
b. CO ₂	660	334	296	44.600
c. CO	52,5	42	296	3.900
4. Reaktionswärme: Fe ₂ O ₃ -Reduktion	-	-	-	14.400
5. H ₂ O-Austreiben	-	-	-	50.000
6. Verluste	-	-	-	30.000
Gesamtausgang	3425,5	-	-	579.800

Tabelle 10


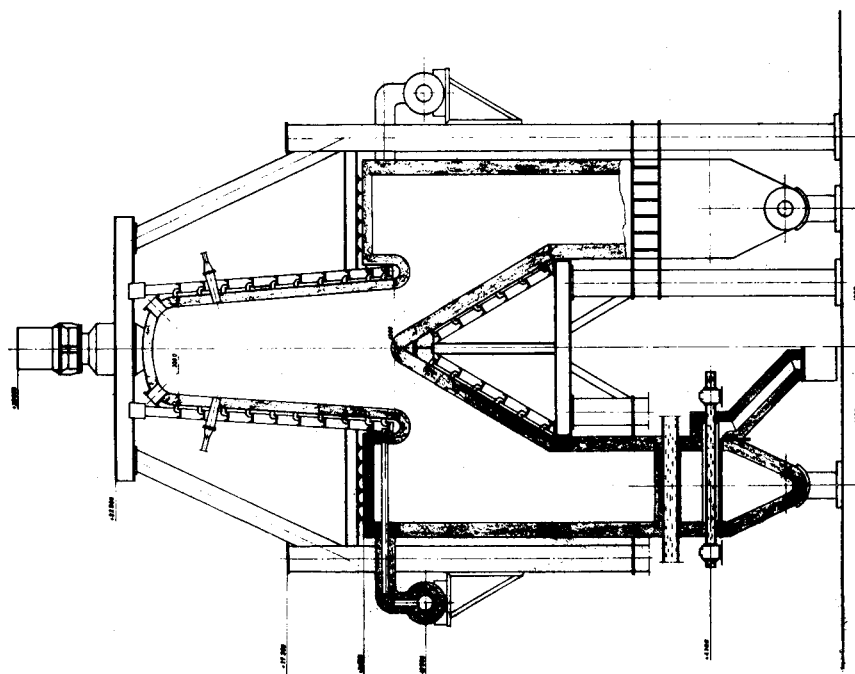
Stoff- und Wärmebilanz: Endreduktionsstufe

A. Eingang	kg/t Fe	Nm ³ /t Fe	°C	Kcal/t Fe
1. Koks	1080	-	700	238.000
2. Erz (FeO)	1357	-	700	178.500
3. Blei (Wärmeabgabe)	146.000	-	1150-991	788.000
Gesamteingang	2437	-	-	1.204.500
B. Ausgang				
1. Koks	850	-	980	291.500
2. Fe-Schwamm	1085	-	980	181.000
3. Co	440	352	800	93.500
4. CO ₂	47,2	24	800	9.900
5. Reaktionswärme	-	-		568.600
6. Verluste	-	-	-	60.000
Gesamtausgang	2422,2	-	-	1.204.500



Gleichgewichtsdruck p (Torr) des Bleidampfes als Funktion der Temperatur ($^{\circ}\text{C}$)

Abb. 30



Wassertail, Bir. Maleschützli, 400 nm
Meynau, S.H., J.M. 20, Thermab.
Oberzell mit Hügeln, 300 nm
S.H., J.M. 20, Thermab.

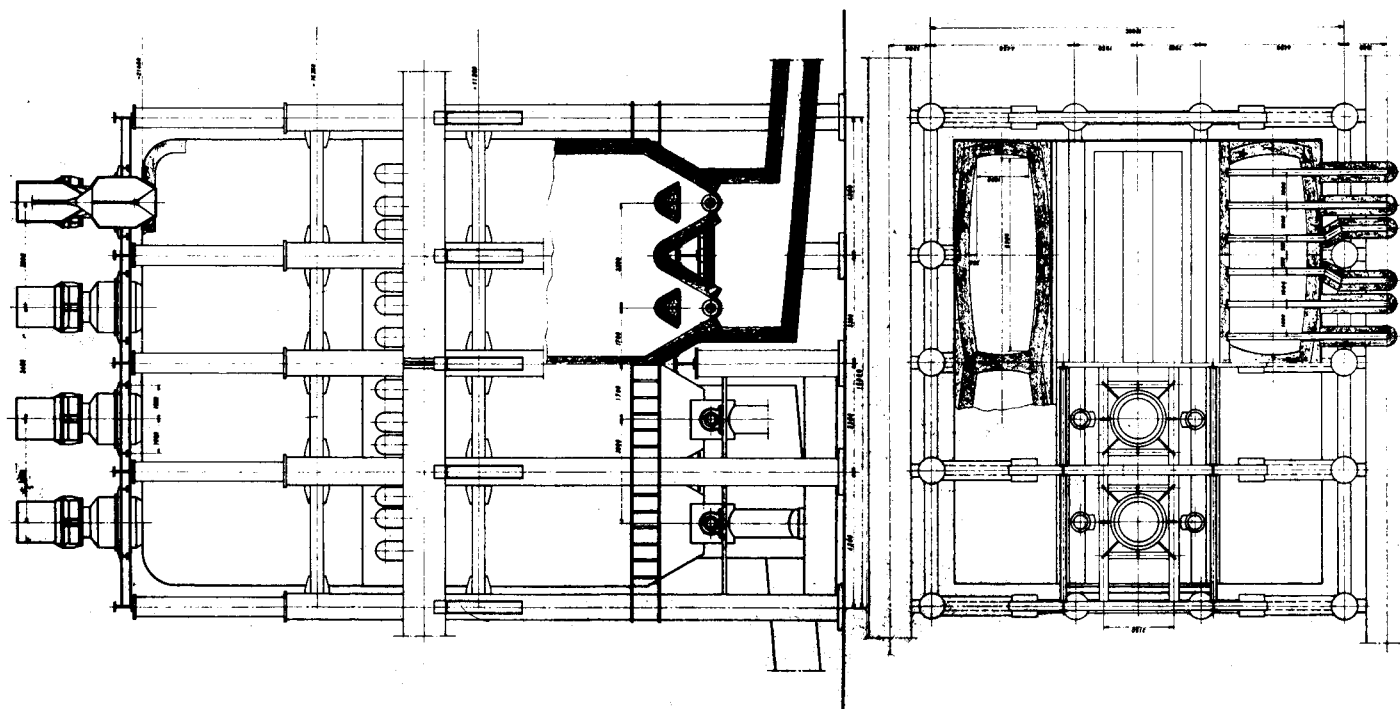
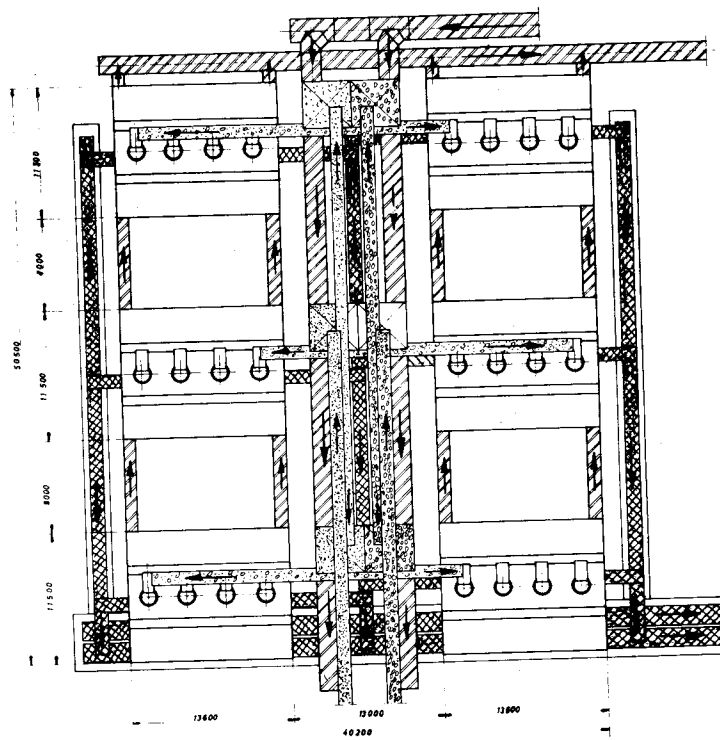
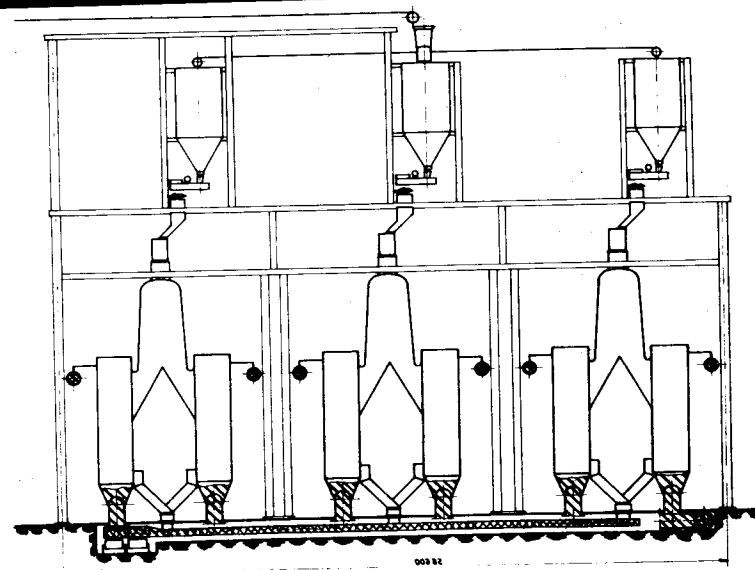
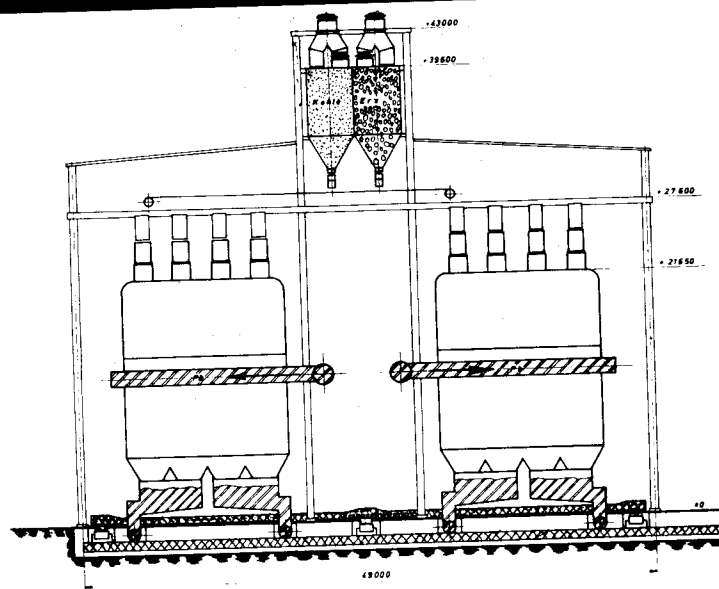


Abb. 31

[illegible]








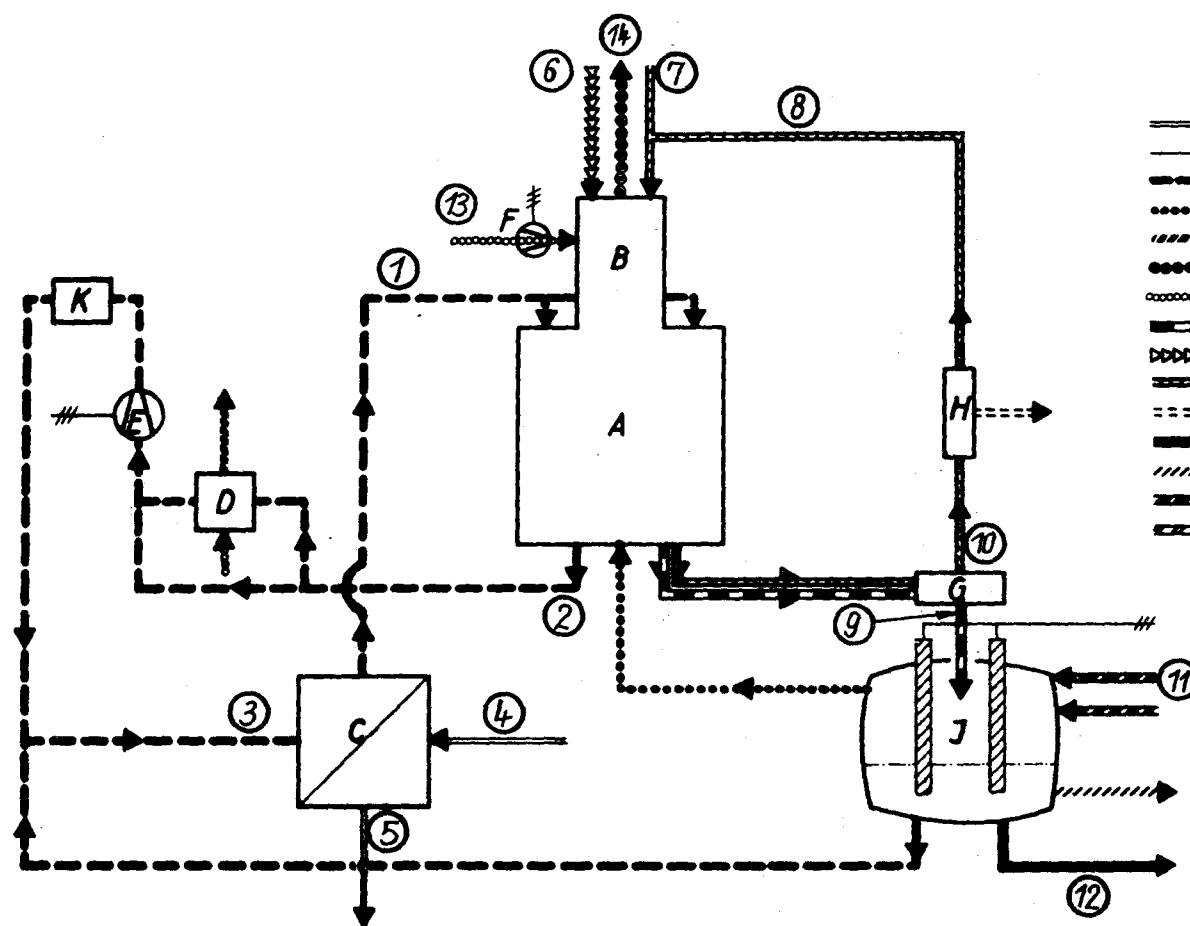
-  Eisenschwamm
-  Blei
-  Erz
-  Kohle
-  Erz + Kohle

Abb. 32

Tag		Name		LURGI Lurgi Gesellschaft für Chemie und Hüttenwesen m. b. H. Frankfurt (Main)	
2.10.68		f. g.			
Gezeichnet		Gezeichnet		0-HC III 15958 Gezeichnet durch: Geprüft durch: Freigegeben von:	
1:200		Aufstellungsvorschlag für Schachtofen			

Verfahrensschema der Eisenerzreduktion mit Blei als Wärmeübertragungsmedium
— Einschmelzen des Eisenschwamms im Lichtbogenofen —



A Endreduktionsstufe
B Vorreduktionsstufe
C He-Pb-Wärmetauscher
D Bleireinigung
E Bleipumpe

F Gebläse für Luft
G Trennung Koks-Eisenschwamm
H Trennung Koks-Asche
J Lichtbogenofen
K Blei-Vorratsgefäß

— Wärmeenergie (Helium)
— elektrische Energie
- - - - - Blei, flüssig
..... Blei, gasförmig
- - - - - Abfall der Bleireinigung
..... Abgas
..... Luft
- - - - - Eisenschwamm
..... Erz
..... Kohle
- - - - - Asche
- - - - - Stahl
- - - - - Schlacke
- - - - - Schrott
- - - - - Zuschläge

Abb. 33

Nr.	Stoff	Durchsatz [kg/t Fe]	Temperatur [°C]
1	Blei	146 000	1150
2	Blei	146 000	991
3	Blei	146 000	900
4	Helium	4 040	1 200
5	Helium	4 040	950
6	Erz	1 500	0
7	Neukoks	250	0
8	Rücklaufkoks	830	550
9	Eisenschwamm	1 085	600
10	Rücklaufkoks + Asche	850	600
11	Schrott	151	0
12	Stahl	1 080	1 600

Nm ³ /t Fe			
13	Luft	N ₂	220
		O ₂	55
14	Abgas	N ₂	220
		CO ₂	384
		CO	42

für kg/24h
· 10⁴

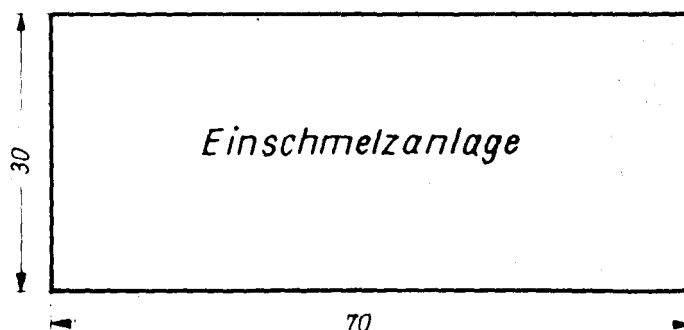
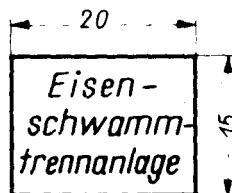
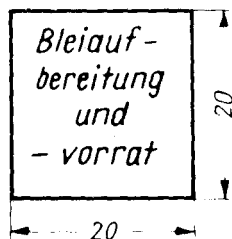
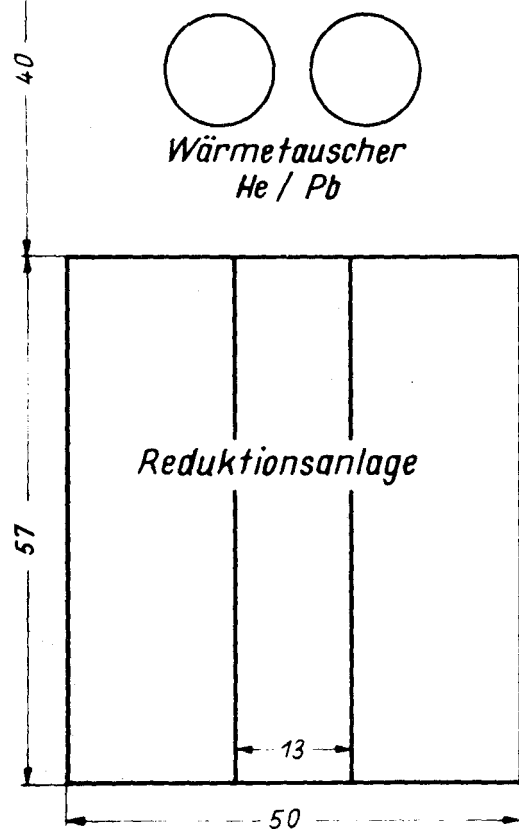
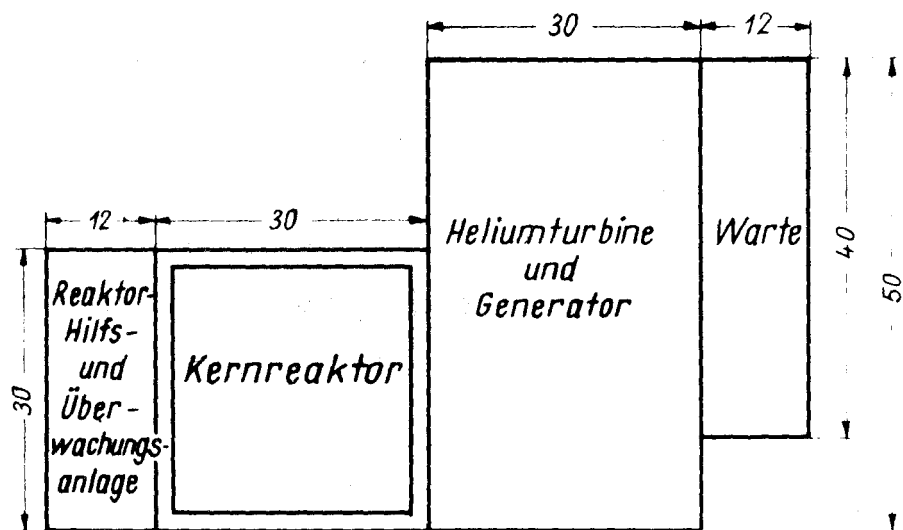


Abb. 34

Schematische Anordnung der Gesamtanlage

5. Abschätzung der mit den verschiedenen Verfahren erzielbaren Wirtschaftlichkeit

5.1 Wirtschaftlichkeitsvergleich des Methan-Reduktionsverfahrens mit einem konventionellen Hüttenwerk

5.1.1 Voraussetzungen

Im vorliegenden Teil der Studie werden die wirtschaftlichen Verhältnisse eines auf möglichst weitgehendem direktem Einsatz von Atomwärme basierenden Methan-Reduktionsverfahrens diskutiert. Dieses Verfahren benutzt ein Brennstoffreforming und verwendet den erzeugten Wasserstoff zur Herstellung von Eisenschwamm, der in Elektroöfen eingeschmolzen wird.

Dem Verfahren wird ein Hämatit mit 67% Fe zugrundegelegt. Bei einem Metallisierungsgrad von 93% ($\text{Fe}_{\text{met}}/\text{Fe}_{\text{ges}}$) weist der entstandene Schwamm folgende Zusammensetzung auf:

Fe_{met}	85,72	$\text{Fe}_{\text{ges}} = 92,16$
FeO	8,29	
Gangart	5,79	(**)
C	0,20	
	<u>100,00</u>	
	<u>==</u>	

Im folgenden werden die Erzeugungskosten von Flüssigstahl - erzeugt nach dem üblichen Hochofen-LD-Prozeß - mit denen des neuen Verfahrens verglichen.

Es ist eine Reduktionsanlage für 10.000 tate Eisen (d.h. 3.300.000 jato in 330 Arbeitstagen) vorgesehen. Diese Mengen entsprechen 10.851 tate bzw. 3.580.830 jato

*) Erstellt durch Società Italiana Impianti, Genua
Berichterstatter Dr. T.A. Barnaba

**) Es wurde eine geringe C-Aufnahme angenommen

Eisenschwamm obiger Zusammensetzung.

Vom Ausbringen (s. Tabelle 15 und 16) fallen bei der Band- und Blechherstellung folgende Mengen Stahlabfälle an:

bei Bandherstellung : 80 kg/t
bei Blechherstellung : 200 kg/t

Da sich die Flüssigstahlmenge voraussichtlich je zur Hälfte auf Band- und Blechherstellung verteilt, fallen durchschnittlich 140 kg Rückabfälle je 1.000 kg Flüssigstahl an.

Wird im Elektroofen zur Erzeugung einer Tonne Flüssigstahl ein metallischer Einsatz der Zusammensetzung:

Schwammeisen	925 kg (in 1004 kg Eisenschwamm)
Stahlschrott	140 kg
Ferrolegierungen	11 kg
	<hr/>
	1.076 kg

eingesetzt, so werden aus 3.300.000 jato Schwamm-Fe 3.568.000 jato Flüssigstahl erzeugt.

Bei dem üblichen Hochofen-LD-Verfahren ergibt diese auf 350 Arbeitstage verteilte Menge eine Tageserzeugung von 10.194 t Flüssigstahl.

Beim Direktreduktion-Elektroofen-Verfahren wird dagegen an 330 Arbeitstagen eine tägliche Erzeugung von 10.812 t Flüssigstahl verlangt.

5.1.2 Erzeugungskosten beim Hochofen-LD-Verfahren

In den Tabellen 11, 12, 13 u. 14 sind die Erzeugungskosten (ohne Tilgung und Verzinsung) der einzelnen Verfahrensstufen aufgeführt*).

*) Um für die an der Studie beteiligten Länder eine gemeinsame Vergleichsbasis zu schaffen, und um technologische Entwicklungen der kommenden Jahre zu berücksichtigen, wurden folgende Daten zugrunde gelegt:

Stahlschrott	32,00 RE/t	
Elektr. Energie	0,01 RE/kWh	über niedrigere Energiekosten
(Hochofen-LD-Verf.)		s. Fußnote Tab. 30
Stromverbrauch im 450 kWh/t Flüssigstahl		
Elektrostahlwerk		

Tabelle 11: Erzeugungskosten homogenisiertes Feinerz

Tabelle 12: Erzeugungskosten Sinter

Tabelle 13: Erzeugungskosten flüssiges Roheisen

Tabelle 14: Erzeugungskosten flüssiger Rohstahl

Tabelle 17 zeigt die Anlagekosten eines zur Erzeugung von $3,56 \cdot 10^6$ tato Flüssigstahl bestimmten konventionellen Hüttenwerkes.

Die Gesamterzeugungskosten einer Tonne LD-Flüssigstahl ergeben sich wie folgt:

Erzeugungskosten	RE 38,319 **)
Tilgung und Verzinsung	RE <u>7,264</u>
Insgesamt	RE <u><u>45,583</u></u>

5.1.3 Erzeugungskosten beim Direktreduktion-Elektroofen-Verfahren

In den Tabellen 18, 19 und 20 sind die Erzeugungskosten (ohne Tilgung und Verzinsung) der einzelnen Verfahrensstufen wie folgt aufgeführt:

Tabelle 18: Erzeugungskosten homogenisiertes Feinerz

Tabelle 19: Erzeugungskosten Eisenschwamm (Dampfrefforming Reduktion)

Tabelle 20: Erzeugungskosten Flüssigstahl im Elektroofen.

In den Tabellen 19 und 21 sind Werte wiedergegeben, die vom "Centro Sperimentale Metallurgico" für Dampfrefforming und Direktreduktion berechnet wurden. Beide Prozesse wurden im Kapitel 4.1 erörtert.

In Tabelle 20 ist im Einsatz auch der anfallende Stahlschrott berücksichtigt. Es kann jedoch sein, daß es sich als rationeller erweist, diesen Schrott gesondert einzuschmelzen. Die ausschließlich mit Eisenschwamm chargierten Öfen würden eine

**) Die ursprünglich in Lire angegebenen Werte wurden auf RE umgerechnet (1 RE = 625 Lire)

ruhigere Betriebsweise und ein zügiges Einsetzen erlauben, was sich vorteilhaft auf Ofenleistung und Elektrodenverbrauch auswirkt.

Der Stromverbrauch (Tabelle 20) mag vielleicht zu niedrig erscheinen. Es ist jedoch vorgesehen, den aus dem Reduktionsreaktor kommenden Eisenschwamm heiß (650°C) in den Elektroofen einzusetzen. (Vergl. Kapitel 5.2). Die hohe Temperatur des Eisenschwamms sollte nicht nur den Energieverbrauch, sondern auch den Schmelzvorgang vorteilhaft beeinflussen. Durch den Heißeinsatz kann die Blaswirkung des elektrischen Lichtbogenofens herabgesetzt werden. Dadurch werden die sonst üblichen beträchtlichen Eisenschwammverluste vermindert.

Tabelle 21 zeigt die Anlagekosten eines integrierten Hüttenwerkes auf der Basis "Direktreduktion-Elektrolichtbogenofen" für eine Jahreserzeugung von $3,568 \cdot 10^6$ t Flüssigstahl.

Die Gesamterzeugungskosten für 1 t Flüssigstahl ergeben sich wie folgt:

Erzeugungskosten	RE 36.596
Tilgung und Verzinsung	<u>RE 4.628</u>
Gesamtkosten für 1 t	RE 41.224
Flüssigstahl	=====

5.1.4 Vergleich der Erzeugungskosten der beiden Verfahren

Kosten für 1 t Flüssigstahl (Hochofen-LD-Verfahren)	RE 45.583
Kosten für 1 t Flüssigstahl (Direktreduktion-Elektroofen- Verfahren)	RE 41.224
Differenz zugunsten des Direkt- reduktion-Elektroofen-Verfah- rens	<u>RE 4.359</u> =====

Die Differenz zugunsten des Direktreduktion-Elektroofen-Prozesses ist erheblich: RE 4.359 pro Tonne Flüssigstahl. Diese Differenz entspricht einer jährlichen Ersparnis von RE 15.552.912 gegenüber dem konventionellen Prozeß.

Zu diesem Kostenvorteil ist die Ersparnis zuzurechnen, die sich aus dem gegenüber einem konventionellen Hüttenwerk günstigeren Strompreis des Kernenergie-Verfahrens ($0,01./0,0032 = 0,0068$ RE/kWh) bei der Weiterverarbeitung des Flüssigstahls ergibt. Setzt man diesen Stromverbrauch mit 135 kWh/t an, so erhält man eine zusätzliche Kostensenkung von etwa 0,92 RE/t Fertigprodukt.

5.1.5 Stoffmengen

Zur Erzeugung von 1 t Eisenschwamm der vorgesehenen Zusammensetzung benötigt man theoretisch 1,376 t Erz mit 67% Fe ($92,16:67 = 1,367$).

Unter Berücksichtigung von 1,5% Verlusten und 12% Kreislaufferz müssen 1,591 t Erz ($x - \frac{13,5}{100} x = 1,376$; $x=1,591$) eingesetzt werden.

Da der Eisengehalt je t Eisenschwamm 0,9216 t beträgt und 10.000 tato Eisen zugrunde gelegt werden, erreicht die tägliche Eisenschwammerzeugung 10.851 t bzw. 3.580.830 t im Jahr bei 330 Arbeitstagen.

Der tatsächliche Erzverbrauch zur Erzeugung von 1t Eisenschwamm beträgt 1,400 t. Davon werden 1,376 t umgesetzt und 0,024 t gehen verloren. Daher sind täglich 15.191 t Erz anzuliefern ($=10.851 \times 1.400$), also 5.013.030 t im Jahr ($=15.191 \times 330$).

In Tabelle 22 sind die eingesetzten Roh- und Zuschlagstoffe sowie die Energien, die zur Erzeugung von Flüssigstahl nach dem Direktreduktion-Elektroofen-Verfahren benötigt werden, zusammengetragen.

5.1.6 Gesamtverbrauch an elektrischer Energie

Tabelle 23 zeigt den Stromverbrauch sämtlicher Arbeitsvorgänge des Werkes. Es wird eine Leistung von 300 MW verlangt. Da die verfügbare elektrische Energie etwa 540 MW beträgt, bleibt noch eine beträchtliche Leistung übrig (ca. 240 MW), die zweckmäßig anderen industriellen Abnehmern zugeführt wird.

5.1.7 Schlußfolgerungen

Die Flüssigstahl-Erzeugungskosten eines konventionellen Hochofen-LD-Werkes mit einer Jahresproduktion von $ca. 3,5 \cdot 10^6 t$ wurden berechnet. Für die gleiche Produktion wurde eine Kostenschätzung des Direktreduktion-Elektroofen-Verfahrens durchgeführt.

Das neue Verfahren soll wie folgt ablaufen:

Dampfreforming von Erdgas durch Kernreaktorwärme;
Direkte Erzreduktion mittels Wasserstoff aus dem
Dampfreforming-Prozeß;
Schmelzen des Eisenschwamms im Elektro-Stahlwerk.

Die Erzeugungskosten je Tonne Flüssigstahl, einschl. Tilgung und Verzinsung, betragen:

Hochofen-LD-Verfahren	RE/t 45.583
Direktreduktion-Elektroofen-Verfahren	<u>RE/t 41.224</u>
Differenz	<u>RE/t 4.359</u>

Die Differenz zugunsten des neuen Direktreduktions-Elektroofen-Verfahrens ist mit 4.359 RE/t Flüssigstahl erheblich. Die Berechnungen wurden mit großer Vorsicht durchgeführt. Die Kosten des neuen Verfahrens wurden verhältnismäßig hoch angesetzt. Daher kann mit dem oben ermittelten Kostenvorteil zuverlässig gerechnet werden.

Auch gegenüber dem SL/RN-Verfahren ergibt sich ein erheblicher Kostenvorteil in Höhe von 9,297 RE/t Flüssigstahl.*) Auf diesen Vergleich wird in Kapitel 5.3 näher eingegangen.

Die dargelegten Ergebnisse geben Veranlassung dazu, die Forschungsarbeiten weiterzuführen.

5.1.8 Abnehmer für die überschüssige elektrische Leistung

Nach Kapitel 3.1.2 und 5.1.6 fällt bei dem nuklear/siderurgischen Prozeß eine überschüssige elektrische Leistung von 240 MW an. Im folgenden wird diskutiert, welche Industrien geeignete Abnehmer für diese Leistung sind und sich zugleich dem Gesamt-Werkskomplex angliedern lassen.

Erhebliche Mengen elektrischer Energie werden bei der Herstellung folgender industrieller Produkte benötigt:

- Aluminium
- Magnesium
- Ferrolegierungen
- Stickstoff-Düngemittel
- Kalziumkarbid
- Azetylen (Elektroofenverfahren)

Die Erzeugungskosten dieser Produkte werden weitgehend durch den Strompreis bestimmt. Als Beispiele werden im folgenden die Herstellungskosten für Ferrolegierungen und für Aluminium diskutiert.

Je Tonne Ferrolegierungen werden fast 10.000 kWh, je Tonne Aluminium 16.000 kWh benötigt.

Ferrolegierungen

Aus Mangel an billiger elektrischer Energie sehen sich einige europäische Länder gezwungen, steigende Mengen Ferrolegierungen einzuführen.

*) Vergleiche Fußnote Tabelle 30

In Tabelle 24 sind die Erzeugungskosten je Tonne Ferrosilizium (75-80%) eingetragen. Die Herstellungskosten - einschließlich Kapitaldienst - liegen gemäß dem angesetzten Strompreis bei ca. 150 RE/t (Marktpreis ca. 200RE/t).

Aluminium

Wegen der steigenden Nachfrage nach Aluminium lassen sich große zusätzliche Mengen am Markt absetzen.

In Tabelle 25 sind die Erzeugungskosten je Tonne Aluminium eingetragen. Sie liegen gemäß des angesetzten Strompreises bei ca. 450 RE/t (Marktpreis ca. 560 RE/t einschließlich Kapitaldienst.)

Wird die überschüssige Leistung von 240 MW ausschließlich zur Erzeugung von Ferrosilizium verwendet, so ergibt sich eine ungewöhnlich hohe Jahresleistung von 200.000 t.

Bei ausschließlicher Einsatz zur Aluminiumerzeugung ergibt sich eine als normal anzusehende Jahresleistung von 120.000 t.

Es besteht die Möglichkeit, die überschüssige Energie auf eine Jahreserzeugung von 30.000 t Ferrosilizium und 100.000 t Aluminium aufzuteilen.

Welcher Industriezweig dem Hüttenwerk zweckmäßigerweise angegliedert wird, hängt von den örtlichen Gegebenheiten ab.

Tabelle 11

Erzeugungskosten homogenisiertes Feinerz

		Einheit	RE	Menge	RE
1	Einsatz Erz	t	9,379	1.000	9,379
2	E i n s a t z				<u>9,379</u>
3	El. Strom	kWh	0,010	2	0,02
4	Transport und Lagerplätze				0,128
5	Arbeitskraft f. Betrieb	h	1,920	0,05	0,096
6	Arbeitskraft f. Instandhaltung	h	*)3,840	0,02	0,077
7	Materialien f. Instandhaltung				0,035
8	Allg. Werkskosten				<u>0,096</u>
9	G e s a m t - b e t r i e b s - k o s t e n				0,452 =====
10	KOSTEN JE TONNE HOMOGENISIERTES FEINERZ				9,831

*) einschließlich des Gemeinkostenanteiles

Tabelle 12

Erzeugungskosten Sinter

	Einheit	RE	Menge	RE
1 Homogenisiertes Feinerz	t	9,831	1,040	10,224
2 Andere Eisenträger	t	10,560	0,102	1,077
3 Kalksteingrus	t	0,480	0,050	0,024
4 <u>Einsatz brutto</u>			1,192	11,325
5 Rückabfälle		10,560	0,095	-1,003
6 Verluste			0,097	
7 EINSATZ NETTO			1,000	<u>10,322</u>
8 Koks 0/10	t	19,200	0,060	1,152
9 Anthrazit	t	14,400	0,010	0,144
10 Hochofengas	Nm ³	0,0016	50	0,080
11 Kokereigas	Nm ³	0,0086	10	0,086
12 El. Strom	kWh	0,0100	20	0,200
13 Meerwasser	m ³	0,0048	3	0,014
14 Betriebswasser	m ³	0,019	1	0,019
15 Druckluft	Nm ³	0,002	6	0,013
16 Arbeitskraft	h	2,000	0,05	<u>0,101</u>
17 Gesamtkosten für Betriebs- stoffe und -arbeitskraft				<u>1,809</u>
18 Transport und Lagerplätze				0,160
19 Materialien für Instandhaltung				0,064
20 Arbeitskraft für Instandhaltg.	h	4,00	0,05	<u>0,200</u>
21 <u>Gesamtkosten für Transport u. Instandhaltung</u>				<u>0,424</u>
22 <u>Gemeinkosten</u>				0,101
23 GESAMTBETRIEBSKOSTEN				<u>2,334</u>
24 KOSTEN JE TONNE SINTER				12,656

Tabelle 13

Erzeugungskosten flüssiges Roheisen

	Einheit	RE	Menge	RE
1 Sintererz	t	12,656	1,250	15,377
2 Stückerz	t	10,080	0,210	2,117
3 Kalkstein	t	0,960	0,015	0,015
4 Dolomit	t	1,200	0,040	0,048
5 Koks	t	20,800	0,520	<u>10,816</u>
6 <u>Einsatz brutto</u>				<u><u>28,373</u></u>
7 Granulierte Schlacke	t	2,500	0,170	0,432
8 Schlamm	t	5,600	0,020	0,112
9 Gichtstaub	t	7,200	0,025	0,180
10 Roheisenbären	t	25,600	0,008	0,204
11 Gichtgas	kNm ³	1,520	1,850	<u>2,812</u>
12 <u>Rückgewinnung</u>				<u>-3,740</u>
13 <u>EINSATZ NETTO</u>				<u><u>24,633</u></u>
14 Kokereigas	m ³	0,0086	20	0,173
15 Hochofengas	m ³	0,0016	690	1,104
16 Andere Brennstoffe	kg	0,0160	1	0,016
17 El. Strom	kWh	0,0100	6	0,060
18 Meerwasser	m ³	0,0480	36	0,173
19 Betriebswasser	m ³	0,0192	1	0,019
20 Wind	km ³	0,4800	1,8	0,864
21 Druckluft	Nm ³	0,0021	30	0,063
22 Sauerstoff	m ³	0,0224	0,5	0,011
23 Niederdruckdampf	kcal	0,0032	30	0,096
24 Sonstige Materialien				0,296
25 Arbeitskraft für Betriebe	h	2,0800	0,3	<u>0,624</u>
26 <u>Gesamtkosten für Betriebsstoffe und Arbeitskraft</u>				<u><u>3,499</u></u>
27 <u>Transport und Lagerplätze</u>				<u>0,240</u>
28 Arbeitskraft für Instandhaltg.	h	4,000	0,10	0,400
29 Materialien für Instandhaltung				0,211
30 Anteil für Neuzustellung				<u>0,640</u>
31 <u>Gesamtkosten für Instandhaltg.</u>				<u><u>1,251</u></u>
32 Gemeinkosten				<u>0,624</u>
33 <u>GESAMTBETRIEBSKOSTEN</u>				<u><u>5,614</u></u>
34 KOSTEN JE TONNE FLÜSSIGES ROHEISEN				30,247

Tabelle 14

Erzeugungskosten flüssiger Rohstahl (LD-Verfahren)

	Einh.	RE	Menge	RE
1 Flüssiges Roheisen	t	30,247	0,830	25,105
2 Roheisenschrott	t	32,000	0,030	0,960
3 Stahlschrott	t	32,000	0,222	7,104
4 Ferrolegierungen	t	208,000	0,009	1,872
5 Aluminium	t	640,000	0,0003	0,192
6 <u>Metallischer Einsatz</u>			1,091	<u>35,233</u>
7 LD-Schlamm	t	4,800	(0,020)	0,096
8 Fe-Gehalt im Schlamm			0,007	
9 Heizöläquivalent der rückgewonnenen Wärme	t	22,400	(0,027)	0,605
10 Verluste			0,084	
11 <u>Rückgewinnung und Verluste</u>			0,091	<u>-0,701</u>
12 <u>Metallischer Einsatz netto</u>			1,000	<u>34,532</u>
13 Kalk	t	8,000	0,055	0,440
14 Flußspat	t	38,400	0,0025	0,096
15 <u>Gesamte Flußmittel</u>				<u>0,536</u>
16 GESAMTEINSATZ NETTO				<u>35,068</u>
17 Sauerstoff	Nm ³	0,0128	54	0,691
18 Kraftstrom	kWh	0,0100	7	0,070
19 Beleuchtungsstrom	kWh	0,0384	0,4	0,016
20 Kokereigas	Nm ³	0,0086	5	0,040
21 Werkzeuge	kg	0,029	15	0,435
22 Meerwasser	m ³	0,005	7	0,035
23 Betriebswasser	m ³	0,019	0,5	0,009
24 Druckluft, Dampf, Trinkwasser				0,006
25 Arbeitskraft für Betrieb	h	1,920	0,20	0,384
26 <u>Gesamtkosten für Betriebsmaterialien und Arbeitskraft</u>				<u>1,686</u>
27 <u>Transport und Lagerplätze</u>				<u>0,176</u>
28 <u>Abgasreinigung</u>				<u>0,144</u>
29 <u>Andere Hilfsbetriebe</u>				<u>0,064</u>
30 <u>Gesamte Hilfsbetriebe</u>				<u>0,384</u>
31 Arbeitskraft für Instandhaltg.	h	4,160	0,08	0,333
32 Feuerfeste Stoffe für Instandhaltung	kg	0,096	4	0,384
33 <u>Andere Materialien für Instandhaltung</u>				<u>0,080</u>
34 <u>Gesamtkosten für Instandhaltung</u>				<u>0,797</u>
35 <u>Gemeinkosten</u>				<u>0,384</u>
36 <u>GESAMTBETRIEBSKOSTEN</u>				<u>3,251</u>
37 <u>Kosten je Tonne LD-Flüssigstahl</u>				<u>38,319</u>

Tabelle 15

Ausbringen bei der Herstellung von Warmbandringen aus Stahl

A) Stranggießen und Vorbereitung

<u>Materialien</u>	<u>Gewicht</u>
	kg
Flüssigstahl	1.065
Rücklaufschrott (Gießbären, Schopfenden, Entflammungsabfälle, Ausschüsse)	65
<u>gute Bramme</u>	<u>1.000</u> =====

B) Walzen

gute Bramme	<u>1.040</u>
Rücklaufschrott	
Rückabfälle (Saumstreifen, Ausschüsse)	22
Walzzunder (Fe)	15
Abbrand bei der Erwärmung	<u>3</u>
<u>Rückgewinnungen und Verluste</u>	<u>40</u>
Bandring	<u>1.000</u> =====

C) Gesamtausbringen

Flüssigstahl	<u>1.107</u>
Rücklaufschrott	89
Walzzunder (Fe)	15
Abbrand	<u>3</u>
<u>Rückgewinnung und Verluste</u>	<u>107</u>
Stahlband	<u>1.000</u> =====

Tabelle 16

Ausbringen bei der Herstellung von Stahlblechen

A) Stranggießen und Vorbereitung

<u>Materialien</u>	<u>Gewicht</u> kg
Flüssigstahl	1.065
Rücklaufschrott (Gießbären, Schopfenden, Entflammungsabfälle, Ausschüsse	65
<u>gute Bramme</u>	1.000 =====

B) Walzen

gute Bramme	1.200
Rücklaufschrott (Saumstreifen)	165
Ausschüsse	15
Walzzunder (Fe)	17
Abbrand bei der Erwärmung	3
<u>Rückgewinnung und Verluste</u>	200
Blech	1.000 =====

C) Gesamtausbringen

Flüssigstahl	1.278
Rücklaufschrott	258
Walzzunder (Fe)	17
Abbrand	3
<u>Rückgewinnung und Verluste</u>	278
Blech	1.000 =====

Tabelle 17

Anlagekosten bei einer jährlichen Erzeugung von $3,568 \cdot 10^6$
Tonnen LD-Flüssigstahl in einem konventionellen Hüttenwerk

	<u>1000 RE</u>
Industriehafen (Pier und Ausrüstung)	11.200
Förderband zwischen Hafen und Werk	1.600
Erz- und Kalksteinaufbereitungsanlage	20.800
Sinteranlage	24.000
Schlackenförderband	960
Kokerei (5x45 Öfen)	24.000
Hochöfen (2x34') und zugehörige Anlagen	54.400
LD-Stahlwerk (3 Konverter zu 250 t)	67.200
Sauerstoffanlage	<u>11.840</u>
Gesamtbetrag	216.000 =====

Kapitaldienst

12% von $216 \cdot 10^6$ RE	$25,92 \cdot 10^6$ RE
Anteil auf 1t Flüssigstahl	7,264 RE

Tabelle 18

Erzeugungskosten homogenisiertes Feinerz

		Einheit	RE	Menge	RE
1	Feinerz (67% Fe)	t	8,710	1,000	8,710
2	Einsatz				8,710
					=====
3	El.Strom	kWh	0,01	2	0,020
4	Transport- und Lagerplätze				0,128
5	Arbeitskraft für Betrieb	h	1,920	0,05	0,096
6	Arbeitskraft für Instandhaltung	h	3,840	0,02	0,077
7	Materialien für Instandhaltung				0,035
8	Allg. Werkskosten				0,096
					=====
9	Gesamtbetriebskosten				0,452
					=====
10	Kosten je Tonne homogenisiertes Feinerz				9,162

Tablelle 19

Eisenschwamm-Erzeugungskosten (Dampfforming-Reduktion)

		Einheit	RE	Menge	RE
1	Homogenisiertes Feinerz	t	9,162	1,400	12,827
2	Rückabfälle (aufbereitet)	t		0,191	1,747
3	<u>Einsatz brutto</u>		9,162	1,591	14,577
4	Rückgewinnungen (12%)	t	7,680	0,191	1,467
5	Verluste (1,5%)	t		0,024	-
6	Abbrand (Reduktion)			0,376	-
7	Wiedergewinnung und Verluste			0,591	-1,467
8	<u>Einsatz netto</u>			1,000	13,110 =====
9	Erdgas	Nm ³	0,0136	191	2,598
10	Wärme	Gcal	1,136	1,317	1,496
11	El. Strom	kWh	0,0032	97	0,310
12	Chemikalien				0,160
13	Kühlwasser	m ³	0,008	22	0,176
14	Speisewasser	m ³	0,096	0,34	0,032
15	Arbeitskraft	h	2,080	0,24	0,499
16	Instandhaltung				0,405
17	Allg. Werkskosten				0,500
18	<u>Gesamtbetriebskosten</u>				6,176
19	<u>Rückgewinnung Abgas als Wärme</u>	Gcal	1,136	0,45	-0,512
20	Gesamtbetriebskosten netto				5,664 =====
21	Erzeugungskosten je t Eisen- schwamm				
		(92,16 Fe _{ges}) *			18,774

*) bezogen auf 1t Eisen im Schwamm :

20,371

Tabelle 20

Erzeugungskosten im Elektrelightbogenofen

		Einh.	RE	Menge	RE
1	Eisenschwamm	t	18,774	1,004	18,849
2	Stahlschrott	t	32,000	0,140	4,48
3	Ferrolegerungen	t	208,000	0,011	2,288
4	Aluminium	t	640,000	0,0003	0,192
5	<u>Metallischer Einsatz brutto</u>	t		1,1553	25,809
6	Abbrand	t		-0,1553	-
7	<u>Metallischer Einsatz netto</u>			1,000	<u>25,809</u>
8	Kalk	t	8,000	0,090	0,720
9	Flußspat	t	38,000	0,003	<u>0,115</u>
10	Gesamtflußmittelmenge				<u>0,835</u>
11	Gesamteinsatz				26,644 =====
12	El. Strom	kWh	0,0032	450	1,440
13	Elektroden	kg	0,560	4	2,240
14	feuerfeste Stoffe f.d. Ofen				1,600
15	Werkzeuge				0,432
16	Arbeitskraft	h	2,080	0,4	0,832
17	Transport u. Lagerplätze				0,240
18	Instandhaltung				1,920
19	Hilfsbetriebe				0,416
20	Allg. Werkskosten				<u>0,832</u>
21	Gesamtbetriebskosten				9,952 =====
22	Erzeugungskosten je Tonne Flüssigstahl				36,596

Für Stahlschrott wurde der beim LD-Verfahren berücksichtigte Preis beibehalten. Dies gilt unter der Voraussetzung, daß keine bessere Möglichkeit zur Verwendung des Stahlschrotts besteht. Anderenfalls wäre es vorteilhafter, nur Eisenschwamm einzusetzen.

Tabelle 21

Anlagekosten für die jährliche Erzeugung von 3.568.000 t
Flüssigstahl beim Eisenschwamm-Elektroofen-Verfahren

		1000 RE	1000 RE
	<u>Eisenschwammerzeugung</u>		
1	Industriehafen		
2	Ausbaggern	800	
3	Pier	4.000	
4	Betriebseinrichtungen	1.440	
5	Greifer und Kräne	<u>3.360</u>	9.600
6	Förderband		1.600
7	Erz- und Kalksteinaufbereitungsanlagen:		
8	Erzlager	8.000	
9	Erzbrech- und Siebanlage	1.600	
10	Mischanlage	2.400	
11	Kalkanlage	<u>2.400</u>	14.400
12	Pelletierung		3.200
13	Dampf-Reforming		19.200
14	Direktreduktion		12.800
15	8 Elektroöfen, je 150 t		12.800
16	Stahlwerk: Fundamente, Hallen und Gasreinig.		24.000
17	Stahlwerk: Lagerplätze, Hilfstransportanl.		14.400
18	Engineering		6.400
19	Unvorhergesehene Ausgaben		19.200
20	Insgesamt		<u>137.600</u> =====
21	Kapitaldienst $12/100 \text{ von } 137,6 \cdot 10^6 \text{ RE} = 16,512 \cdot 10^6 \text{ RE}$		
22	Anteil je Tonne Flüssigstahl: RE 4,628 =====		

Tabelle 22

Material- u. Energiemengen für das "Direktreduktion/Elektroofen-Verfahren"

(Jährliche Erzeugung 3.568.000 t Flüssigstahl)

Materialien u. Energie		Einh.	Verbrauch		
			pro t Flüssig- stahl	jährlich	täglich
1	Neues Erz	t	1,4056	5.015.030	15.191
2	Rücklauferz	t	0,1918	684.340	2.074
3	Stahlschrott, Walzabfälle	t	0,140	499.520	1.514
4	Ferrolegerungen	t	0,011	39.250	119
5	Aluminium	t	0,0003	1.070	3
6	Kalk	t	0,090	321.120	973
7	Flußspat	t	0,003	10.700	32
8	Feuerfeste Stoffe	t	0,010	35.680	108
9	Elektroden	t	0,004	14.270	43
10	Methan	Nm ³	191,76	684,200 x 10 ³	2.073 x 10 ³
11	El. Strom	kWh	550,2	1.963.114 x 10 ³	5.949 x 10 ³

Tabelle 23

Stromverbrauch des geplanten Werkes

Arbeitsvorgang		t/j	kWh/t	kWh/j
1	Entladung, Transport und Homogenisierung	5.015.181	6	30.091.086
2	Schwammerzeugung	3.582.272	97	347.480.384
3	Stahlerzeugung (Elektroofen)	3.568.000	450	1.605.600.000
4	Kalkerzeugung	321.120	15	4.816.800
5	Stranggießen	3.568.000	10	35.680.000
6	Bandwalzen	1.611.563	105	169.214.115
7	Blechwalzen	1.395.931	95	132.613.445
8	Schopf- und Längsteilscheren	3.007.494	8	24.059.952
9	Verschiedenes (bez.auf Walzgut)	3.007.494	15	45.112.410
10	Insgesamt			2.394.668.192 =====

$$2.394.668.192 : 330 : 24 = 302.357 \text{ kWh/h}$$

$$2.394.668.192 : 3.007.494 = 796 \text{ kWh/t Walzgut}$$

Tabelle 24

Erzeugungskosten je Tonne Ferrosilizium 80%

	Einheit	Preis RE/Ein- heit	Menge	Betrag RE
1 <u>Einsatz</u>				
2 Quarz	t	3,00	1,900	5,70
3 Eisenerz	t	8,71	<u>0,340</u>	<u>2,96</u>
4 <u>Einsatz brutto</u>	t		2,240	8,66
5 Abbrand			<u>-1,240</u>	<u>-</u>
6 <u>Einsatz netto</u>	t		1,000	8,66
			=====	=====
7 Reduktionsmittel				
8 Koks	t	14,00	1,000	14,00
				=====
9 <u>Verarbeitungskosten</u>				
10 Elektroden-Zylinderblech	kg	0,2	6	1,20
11 Elektrodenmasse	kg	0,1	70	7,00
12 Sonstige Materialien				5,00
13 Elektrischer Strom	kWh	0,0032	9600	30,72
14 Arbeitskraft	h	2,08	10	20,80
15 Instandhaltung				6,70
16 Hilfsbetriebe				5,00
17 Gemeinkosten				<u>20,80</u>
18 <u>Gesamtbetriebskosten</u>				97,22
				=====
19 Tilgung und Verzinsungen				30,00
20 <u>Kosten je Tonne Ferrosilizium 80%</u>				<u>149,88</u>

Tabelle 25

Erzeugungskosten je Tonne Aluminium

	Einh.	Preis RE/Ein- heit	Menge	Betrag RE
Tonerde	t	80	1,93	154
Kryolith	t	300	0,05	15
Elektroden	t	100	0,60	60
Elektrischer Strom	kWh	0,0032	16000	51
Arbeitskraft	h	2,08	15	31
Instandhaltung				5
Hilfsbetriebe				5
Gemeinkosten				31
<u>Erzeugungskosten</u>				352
Tilgung und Verzinsungen				96
<u>Kosten je Tonne Aluminium</u>				448

5.2 Wirtschaftlichkeitsvergleich auf der Basis fester Reduktionsmittel mit einem konventionellen Hüttenwerk*)

In der folgenden Kostenstudie wird der Stahlerzeugungsprozeß auf Kernenergiebasis mit dem Hochofen-LD-Verfahren verglichen.

Für das konventionelle Hochofen-LD-Verfahren läßt sich die Kostenanalyse mit großer Genauigkeit durchführen. Auch die zukünftige technische Entwicklung und ihre Auswirkungen auf den Preis lassen sich verhältnismäßig gut abschätzen.

Die Società Italiana Impianti und das Centro Sperimentale Metallurgico haben detaillierte Angaben für dieses Verfahren geliefert. Nach Abstimmung mit der Europäischen Gemeinschaft für Kohle und Stahl können diese Werte als repräsentativ für alle an der Studie beteiligten Länder angesehen werden.

Regional bedingte Abweichungen bei Einzelposten haben keinen gravierenden Einfluß auf die ermittelten Endkosten.

In Übereinstimmung mit Kapitel 5.1 werden deshalb folgende Erzeugungskosten zugrunde gelegt:

30.247 RE pro t Roheisen (ohne Kapitaldienst)

38.319 RE pro t LD-Flüssigstahl (ohne Kapitaldienst)

7.264 RE Kapitaldienst pro t LD-Flüssigstahl

45.583 RE pro t LD-Flüssigstahl

Die Kostenschätzung für das neue Direktreduktions/Elektro-ofen-Verfahren ist mit größeren Unsicherheiten verbunden. Sie wurde mit Vorsicht durchgeführt, wie die Aufstellung der Betriebs- und Investitionskosten (Tab.26, 27 und 28) zeigt.

Der Vergleich der Flüssigstahl-Erzeugungskosten führt zu einem leichten Kostenvorteil zugunsten des nuklear-siderurgischen Verfahrens, wobei das neue Verfahren nur in seiner einfachsten Form zugrunde gelegt wurde und wesentliche Verbesserungsmöglichkeiten noch nicht berücksichtigt sind.

*) Erstellt von Dipl.Phys.F.R.Block und Dr.-Ing.E.Wingen, Technische Hochschule Aachen.

Kosten für 1t Flüssigstahl (Hochofen-LD-Verfahren)	RE 45.583
Kosten für 1t Flüssigstahl (Kernenergie/Kohlereduktion mit Elektroöfen)	RE 45.399
<hr/>	
Differenz zugunsten des nuklear- siderurgischen Verfahrens	RE 0,184 =====

5.2.1 Mögliche Verbesserung des Verfahrens

Die Wirtschaftlichkeitsberechnung beruht auf Prozeßdaten, die mit Rücksicht auf gut übersehbare Prozeßabläufe ermittelt wurden. Das zugrunde gelegte Verfahren kann deshalb nicht als optimal angesehen werden. Es handelt sich hier um eine Entwicklung, die bis zu ihrer großtechnischen Durchführung noch längere Zeit benötigt. Während dieser Zeit können z.Zt. als nicht abschätzbar angesehene Verfahrensabläufe zum sicheren Bestand der Technologie gehören oder ggf. neue Techniken entstehen. Daher ist es erforderlich, die Wirtschaftlichkeitsberechnung unter diesen Gesichtspunkten zu diskutieren.

Reduktionsmittel

Der Studie wurde als Reduktionsmittel Koks zugrunde gelegt. Koks ist das teuerste der technisch verfügbaren Reduktionsmittel. Nachstehende Tabelle gibt einen Überblick über verschiedene für das Verfahren grundsätzlich anwendbare Reduktionsmittel. In der letzten Spalte der Tabelle sind die Mindestkosten angegeben, die sich für die verschiedenen Reduktionsmittel gegenüber dem angegebenen Kokssatz von 230 kg pro t Fe ergeben,

- a) für den Fall, daß die theoretisch stöchiometrisch notwendigen Mengen der Reduktionsmittel eingesetzt werden, d.h. bei Anwendung des "idealen Gasreduktionsverfahrens",
- b) für den Fall, daß ein stöchiometrisches Koksäquivalent von 230 kg zugrunde gelegt wird.

Reduktionsmittel	Theoretische Kosten(RE)*) Menge		Minderkosten (RE)	
			a	b
Koks	188 kg	4,22	0,94	0
Steinkohle**)	175 kg	2,8	2,36	1,74
Trockenbraunkohle **)	305 kg	2,72	2,44	1,83
Rohbraunkohle **)	560 kg	***)		
Heizöl	128 kg	2,56	2,60	2,03
Erdgas (Methan)	150 Nm ³	2,04	3,12	2,66

Wird das Reduktionsmittel Koks durch Steinkohle bzw. Trockenbraunkohle ersetzt, verringern sich die Erzeugungskosten bei einer einem Kokssatz von 230 kg (Spalte b) entsprechenden Kohlenmenge um ca.

1,7 RE bzw. 1,8 RE pro t Fe im Eisenschwamm

entsprechend

1,6 RE bzw. 1,7 RE pro t Flüssigstahl.

Erzkosten

Auf der Erzseite läßt sich nur dann eine Senkung der Einsatzkosten erreichen, wenn auf die Agglomerierung verzichtet werden kann. Es liegen aussichtsreiche Pläne für die Direktverwendung von Feinerzen vor.

Die Mahl- und Agglomerierungskosten einschließlich des Kapitaldienstes betragen etwa 2,9 RE pro t Eisen. Die Betriebs- und Kapitaldienstkosten für die dann notwendige Brechanlage sind wesentlich geringer. Eine gesamte Kostenverminderung bei Verwendung von Feinerz in Höhe von etwa

2,0 RE/t Fe im Eisenschwamm

ist zu erwarten. Dies entspricht

1,85 RE/t Flüssigstahl.

*) Frei geplantem Aufstellungsort

**) Bei Nutzung der flüchtigen Bestandteile

***) Hier nicht berücksichtigt, da Einsatz aus Transportgründen nur in Grubennähe vertretbar

Steigerung der Reaktionstemperatur:

Falls die weitere Reaktorentwicklung noch höhere Gasaustrittstemperaturen als 1200°C zuläßt, können diese bei dem vorliegenden Verfahren vorteilhaft für den Reduktionsprozeß genutzt werden. Höhere Temperaturen bringen eine erhebliche Geschwindigkeitssteigerung der Boudouard-Reaktion und damit erhöhte Durchsatzleistungen pro Volumeneinheit.

Höhere Reaktionstemperaturen ermöglichen auch eine Verminderung des Überschußkokes im Reaktionsraum. Der Kokskreislauf könnte entsprechend verringert werden.

Verwendung fluider Reduktionsmittel

Die hier zunächst für feste Reduktionsmittel angewandten Methoden lassen sich auch auf die fluiden Reduktionsmittel Öl und Erdgas vorteilhaft anwenden. Die in dem Bericht über die Verwendung von Methan als Reduktionsmittel (4.1) gemachten Angaben über die Temperaturhöhe der Methanumsetzung gelten sinngemäß auch bei Anwendung der speziellen Technologie, die hier für feste Reduktionsmittel beschrieben wurde. Die für Methan erforderliche tiefere Temperatur legt es nahe, an dieser Prozeßvariante weitere Kenntnisse für den Feststoffreduktionsprozeß zu gewinnen.

Die Bleitechnologie hat bei der Anwendung auf Methan gegenüber festen Reduktionsmitteln den erheblichen Vorteil, daß die Bleirückgewinnung entfällt. Dabei bietet sich der Vorteil, den im Reduktionsmittel enthaltenen Schwefel auf wirtschaftliche Weise zu entfernen und so auf eine Entschwefelung des flüssigen Roheisens zu verzichten.

Geht man entsprechend der voraussehbaren Reaktorentwicklung auch beim Methanprozeß auf höhere Temperaturen wie beispielsweise 1200°C über, so läßt sich der Methanumsatz beträchtlich steigern. Hierdurch wird das thermodynamische Gleichgewicht weiter zugunsten der Reduktionsmittel CO und H_2 verschoben. Bei einem "idealen" Zweikammer-Reduktionsver-

fahren sinken dadurch die erforderlichen Umpumpleistungen. Diese Verfahrensweise verfolgt die Absicht, direkt ein CO/H_2 -Gemisch als Reduktionsmittel zu verwenden unter Einsparung der aufwendigen Konvertierung und CO_2 -Wäsche.

Auch ohne Anwendung der Bleitechnologie - also mit einem Röhrenwärmetauscher, wie er in Kapitel 3.1 und 4.1 beschrieben wird, - läßt sich ein solches "ideales" konvertierungs- und gaswäschefreies Verfahren durchführen⁴⁾.

Durch den bei beiden Verfahrensvarianten möglichen Verzicht auf Konvertierung und CO_2 -Wäsche lassen sich so erhebliche Kosten einsparen und der apparative Aufwand verringern.

Erreichbare Kostensenkung

Durch den Einsatz billiger Reduktionsmittel und das Einsparen des Agglomerierens lassen sich die Herstellungskosten um weitere

1,7 bis 3,7 RE/t Fe im Eisenschwamm

bzw.

1,6 bis 3,4 RE/t Flüssigstahl

senken.

Der mögliche Vorsprung des neuen Verfahrens liegt dann (vergl. Seite 176) bei ca.

1,8 bis 3,6 RE/t Flüssigstahl.

Weitere Kostensenkungen können durch eine Erhöhung der Durchsatzleistung und durch den billigen Strompreis bei der Weiterverarbeitung des Flüssigstahls entstehen.

Leistungssteigerung:

Bei Verwendung reaktionsfähiger Kohlenstoffträger ergeben sich voraussichtlich beträchtlich höhere Reaktionsraumausnutzungen der Reduktionsaggregate. Entsprechend verringern

4) s. Lit.3)

sich die Wandungsenergieverluste. Weitere Verluste können durch geeignete Ausbildung der Transportwege zwischen dem Reduktionsaggregat, den Kohle- und Ascheabtrennvorrichtungen und den Einschmelzaggregaten vermieden werden. Das ergibt eine Senkung der Energiekosten von etwa

0,5 RE/t Fe im Eisenschwamm

entsprechend

0,46 RE/t Flüssigstahl.

Die Verminderung des spezifischen Energieaufwandes führt bei gegebenem Wärmeangebot des Kernreaktors mit der Leistungssteigerung der vorgesehenen Reduktionsaggregate zu einer Ausweitung der Eisenschwammerzeugung, so daß in etwa die gesamte zwangsläufig anfallende elektrische Energie für das Einschmelzen des Eisenschwamms, für die Weiterverarbeitung des flüssigen Stahls zu Fertigprodukten verbraucht wird. Hierdurch wird die angestrebte energieseitige Autarkie des nuklear-siderurgischen Hüttenwerkes begünstigt. (Vergl. Tab.29).

Da in dieser Studie eine Tagesleistung von 10.000 t Fe im Eisenschwamm angenommen wird, wurde dieser Kostenvorteil, der mit einer Kapazitätserhöhung verbunden ist, nur diskutiert, nicht jedoch dem zu erwartenden Vorteil (vergl. Seite 179) hinzugerechnet.

Strompreisvorteile:

Gegenüber dem konventionellen Verfahren ergibt sich ein weiterer Vorteil aus dem geringen Strompreis. Der durchschnittliche Strompreis für konventionelle Hüttenwerke wird in Übereinstimmung mit der E.G.K.S für den ins Auge gefaßten Zeitraum auf ca. 0,01 RE/kWh geschätzt. Der Strom steht demgegenüber im nuklear/siderurgischen Hüttenwerk mit 0,0037 RE/kWh zur Verfügung. Differenz: 0,0063 RE/kWh.

Setzt man den Verbrauch an elektrischer Energie für die Weiterverarbeitung vorsichtig mit 125-130 kWh/t an, resultiert hieraus eine Kostensenkung von etwa

0,8 RE/t Fertigerzeugnis.

Da die Verluste sehr gering sind, entspricht dies

0,8 RE/t Fe im Eisenschwamm

bzw.

0,74 RE/t Flüssigstahl.

Dieser Betrag wurde dem zu erwartenden Vorteil nicht zugerechnet, da in Zukunft unter bestimmten regionalen Voraussetzungen auch konventionelle Hüttenwerke mit Strompreisen rechnen können, die weit unter dem oben angenommenen Durchschnitt liegen.

Tabelle 26

Eisenschwamm-Erzeugungskosten

(bezogen auf 1t Fe im Eisenschwamm)

		Einh.	RE/ Einheit	Menge	RE/t Fe
1	Feinerz (67%Fe) frei Rotterdam	t	8,710	1,500	13,065
2	Transport einschl. Umschlag Hafen u. Lagerung Hüttenwerk	t	0,900	1,500	1,350
3	Bentonit	t	43,000	0,0115	0,495
4	Mahlen auf Pelletier- feinheit u.Grünpelletierung	t	1,206	1,500	1,809
5	<u>Einsatz netto</u>				16,719
6	Koks*)	t	22,440	0,23	5,161
7	Reaktorwärme	Gcal	1,35	1,2	1,620
8	Elektrische Energie	kWh	0,0037	32	0,118
9	Wasser	m ³	0,02	2	0,040
10	Löhne, Gehälter				0,328
11	Reparaturen, Instandhaltung				0,426
12	Allgemeine Werkskosten				0,543
13	Bleiverluste				0,200
14	Gesamtbetriebskosten				8,436
15	Erzeugungskosten je t Fe im Eisenschwamm				25,155 =====

*) Einschließlich Kapitaldienst vgl. Tabellen 13 und 17

Tabelle 27

Erzeugungskosten im Elektrolichtbogenofen

		Einh.	RE/Einh.	Menge	RE
1	Eisenschwammeisen	t	25,155	0,925	23,268
2	Stahlschrott	t	32,000	0,140	4,480
3	Ferrolegerungen	t	208,000	0,011	2,288
4	Aluminium	t	640,000	0,0003	0,192
					<hr/>
5	Metallischer Einsatz	t			30,228
6	Kalk	t	8,000	0,090	0,720
7	Flußspat	t	38,000	0,003	0,115
8	Gesamtbetriebskosten (Vergl. Tabelle 20 unter Berücksichtigung erhöhter Stromkosten)				10,177
					<hr/>
					41,240
9	Kapitaldienst				4,169
10	Erzeugungskosten je Tonne Flüssigstahl				45,399
					=====

Tabelle 28

Anlagekosten

für die Erzeugung von 3.568.000 t aus Flüssigstahl beim Eisen-
schwamm/Elektroofen-Verfahren

	<u>Eisenschwammerzeugung</u>	10^3 RE	10^3 RE
1	Hafen, Lagerplätze und Transport- einrichtungen	15.000	
2	Mahl- und Grünpelletieranlage	16.500	
3	Reduktionsaggregat komplett	26.200	57.700
	<u>Elektrostahlwerk</u>		
4	3 Elektroöfen	10.240	
5	Fundamente, Hallen, Bauarbeiten, Gasreinigung	19.200	
6	Lagerplätze, Laufkräne, Lastauf- züge, Hilfsbetriebe	14.400	43.840
7	Engineering		6.400
8	Unvorhergesehene Ausgaben		15.720
			<hr/> 123.660
9	Kapitaldienst:		
	$12/100 \text{ von } 123.660 \cdot 10^6 \text{ RE} = 14,839 \cdot 10^6 \text{ RE}$		
	Anteil je t Flüssigstahl: 4,159 RE		

Tabelle 29

Stromverbrauch des geplanten Werkes*)

		t/j	kWh/t	kWh/j
1	Entladen, Transport und Homogenisierung	4.950.000	6	29.700.000
2	Mahlen und Pelletieren	4.950.000	25	123.750.000
3	Schwammerzeugung bez.auf Fe im Schwamm	3.300.000	32	105.600.000
4	Stahlerzeugung	3.568.000	450	1.605.600.000
5	Kalkerzeugung	321.120	15	4.816.000
6	Stranggießen	3.568.000	10	35.680.000
7	Bandwalzen	1.611.563	105	169.214.115
8	Blechwalzen	1.395.931	95	132.613.445
9	Schopf- und Längsteilscheren	3.007.494	8	24.059.952
10	Verschiedenes (bez.auf Walzgut)	3.007.494	15	45.112.410
11	Summe			2.276.146.722

$$2.276.146.722 : 330 : 24 = 287,392 \text{ MW}$$

Es steht damit eine überschüssige elektrische Leistung von etwa
 $400 - 290 = 110 \text{ MW}$ zur Verfügung

*) Vergl. Tabelle 23 der Società Italiana Impianti

5.3 Wirtschaftlichkeitsvergleich auf der Basis konventioneller Eisenschwammverfahren

Da beim nuklear/siderurgischen Hüttenwerk als Zwischenprodukt zunächst Eisenschwamm erzeugt wird, werden zweckmäßig die neuen Verfahren mit einem bereits vorhandenen Eisenschwammgewinnungsverfahren verglichen.

Bei diesem Wirtschaftlichkeitsvergleich wurde aus der großen Zahl der z.Zt. bekannten Eisenschwammgewinnungsverfahren der Drehrohrenprozeß ausgewählt, weil dieser bereits in großen Einheiten durchgeführt wird, die eine Extrapolation auf die hier benötigten Erzeugungszahlen ohne Risiko zulassen und weil dieses Verfahren nach derzeitiger Kenntnis die günstigsten Gesteungskosten aufweist.

Als Reduktionsmittel wurde für das Drehofenreduktionsverfahren Trockenbraunkohle zugrunde gelegt, weil sich damit voraussichtlich die niedrigsten Gesteungskosten erreichen lassen. Es muß aber darauf hingewiesen werden, daß im gegenwärtigen Zeitpunkt das Drehofenverfahren mit Braunkohle noch nicht voll einsatzfähig ist, mit Sicherheit kann aber damit gerechnet werden, daß innerhalb des hier ins Auge gefaßten Zeitraumes diese Einsatzfähigkeit völlig gesichert ist. Die Zahlenangaben für die Abschätzung der Wirtschaftlichkeit stammen, soweit sie nicht aus der Literatur entnommen werden konnten, von der Firma Lurgi, Frankfurt.

In Tabelle 30 sind die Erzeugungskosten je Tonne Schwammeisen für den genannten Drehrohrenprozeß und für die beiden nuklear-siderurgischen Prozesse einander gegenübergestellt.

Um einen Vergleich mit dem Hochofen/LD-Verfahren zu gewinnen, wurden die Einzelkosten für die Stahlerzeugung über die beiden nuklear-siderurgischen Verfahren, über das Drehrohrverfahren und über den Hochofen-LD-Prozeß in der genannten Tabelle 30 einzeln aufgeführt.

Die Anlagekosten sind gesondert in Tabelle 31 zusammengetragen.

Anlagekosten für die Erzeugung
(Angaben in RE)

Nuklear-siderurgisches H

Anlageteil	Reduktionsmittel Methan	Redukt sten R m
I Eisengewinnungsanlage bestehend aus: Hafen, Lager, Transport- einrichtungen, Rohstoff- aufbereitung und -vor- bereitung, Reduktions- aggregat u. Nebenanlagen	$73,600 \cdot 10^6 \text{ RE}$	68,7
II Stahlerzeugungsanlage bestehend aus: Stahlwerk mit Neben- anlagen	$64,000 \cdot 10^6 \text{ RE}$	54,9
III Gesamtanlagekosten	$137,600 \cdot 10^6 \text{ RE}^*)$ =====	123,6 =====
IV Spez. Anlagekosten pro jato:		
a) Rohstahl ($3,568 \cdot 10^6$ jato)	38,565 RE *)	34,6
b) Fe im Eisenschwamm ($3,3 \cdot 10^6$ jato)	22,303 RE	20,8

*) Bei Einsatz von 3 Elektroöfen anstelle von 8 Einheiten erniedrigen sich die Gesamtanlagekosten auf 130,236,502 RE pro jato Rohstahl

Tabelle 31

g von Flüssigstahl bzw. Eisenschwamm
ohnungseinheiten RE)

Hüttenwerk	Konventionelles Hüttenwerk	
ion mit fe- duktions- itteln	Hochofen/Blas- stahlwerk	Eisenschwammerzeugung im Drehrohrofen/Elektro- stahlwerk
60·10 ⁶ RE	136,960·10 ⁶ RE	110,900·10 ⁶ RE
00·10 ⁶ RE	79,040·10 ⁶ RE	54,900·10 ⁶ RE
60·10 ⁶ RE =====	216,000·10 ⁶ RE =====	165,800·10 ⁶ RE =====
58 RE	60,538 RE	46,469 RE
36 RE	-	33,606 RE

eiten (vergl. Reduktion mit festen Reduktionsmitteln)
40.10⁶RE und die spezifischen Anlagekosten auf

6. Folgerungen aus den ermittelten Ergebnissen

Allgemeines

Die vorliegende Studie ist bemüht, von konkreten Kenntnissen erprobter Verfahrensabläufe auszugehen und daraus die zukünftigen Entwicklungstendenzen herzuleiten sowie die wirtschaftlichen Möglichkeiten abzuschätzen.

Hieraus ergibt sich, daß der derzeitige Stand der Technik als sichere Ausgangsbasis dient, während jede Vorausschau in sachlicher Hinsicht mit den Unsicherheiten komplexer Einflußgrößen belastet ist und darüber hinaus der individuellen persönlichen Auslegung unterliegt.

Diese grundsätzlichen Einschränkungen der Gültigkeit der hier erarbeiteten Studie gelten für ihre Einzelbereiche in unterschiedlich starkem Maße, da man sich hierbei verschieden weit von der sicheren Basis bekannter Verfahren und Vorrichtungen entfernen mußte.

Der größte Zuverlässigkeitsgrad muß dem eigentlichen Bereich der Kerntechnik zuerkannt werden. Der große Aufwand, mit dem von den hier angesprochenen Organisationen die Kernreaktor-entwicklung betrieben wird, und der hierdurch ermöglichte methodische und qualifizierte Einsatz von verlässlichen Informationen verleiht den Ergebnissen der vorliegenden Studie in diesem Bereich für den Anwendungsfall "Methan" einen sehr hohen Zuverlässigkeitsgrad. Auch der Anwendungsfall "feste Reduktionsmittel" besitzt einen verlässlichen Grad an Sicherheit. Man kann hier lediglich verschiedener Meinung darüber sein, ob der erforderliche technische Stand bereits um 1980 erreicht sein wird.

An zweiter Stelle hinsichtlich der Verwirklichungsnähe stehen die in der Studie vorausgesetzten Reduktionsverfahren mit Verwendung von Methan als Reduktionsmittel. Die hier zugrunde gelegten Temperaturen und der hohe Stand der Verfahrenstechnik im Bereich der Kohlenwasserstoffumwandlungen ermöglichen eine weitgehende Heranziehung bekannter Verfahrensgrundlagen und den Einsatz bewährter Apparaturen.

Auch die Verwendung der Dampfturbine im Energieerzeugungsteil kommt der frühzeitigen Realisierbarkeit entgegen. Im eigentlichen Reduktionsteil wird allerdings - fußend auf bekannten Verfahrenspraktiken - zum Teil Neuland beschritten. Hier ist noch beträchtlicher Entwicklungsaufwand zu leisten. Die für die Wirtschaftlichkeitsabschätzung herangezogenen Daten werden aber durch experimentelle Ergebnisse belegt.

Der Einsatz von festen Reduktionsmitteln stellt die größten Anforderungen sowohl an die Weiterentwicklung der Reaktortechnik, als auch der Wärmeübertragungseinrichtungen und der eigentlichen Reduktionsapparaturen. Dementsprechend liegen hier die größten Unsicherheiten der vorliegenden Studie. Die Verfasser haben sich bemüht, diese Unsicherheiten durch Gewinnung experimenteller Daten im Labormaßstab einzuschränken. Da zum Teil völlig neue Techniken - vor allem als Folge des erforderlichen hohen Temperaturniveaus - eingesetzt werden müssen, muß die hier gegebene erste Abschätzung der Möglichkeiten dringend durch weitere intensive Arbeiten mit entsprechend großem Aufwand ergänzt werden.

Unter der Voraussetzung der vorangehend gesetzten Bewertungsmaßstäbe gelten die folgenden zusammengefaßten Ergebnisse der Studie:

Verwendbarkeit der verschiedenen Hochtemperatur-Kernreaktoren

Für die Lieferung von Prozeßwärme zur Eisengewinnung im Rahmen der in diesem Bericht beschriebenen Technologie sind alle Hochtemperaturkernreaktoren geeignet, die

im Falle der Verwendung von Methan als Reduktionsmittel eine obere Kühlmitteltemperatur von etwa 900°C und

im Falle der Verwendung von festen Reduktionsmitteln eine obere Kühlmitteltemperatur von etwa 1200°C

aufweisen.

Grundsätzlich kommen für derartige Anforderungen Weiterentwicklungen der heliumgekühlten Hochtemperaturreaktoren mit kugelförmigen oder prismatischen Brennstoffelementen in Frage.

Der Reaktor mit kugelförmigen Brennstoffelementen ist im wesentlichen zur Erleichterung der Wirtschaftlichkeitsberechnung als Grundlage genommen worden, da die diesbezüglichen Berechnungsgrundlagen für die Studiengruppe sofort greifbar waren. Im übrigen würde sich aber am Ergebnis der Studien a priori nichts ändern, wenn von einem Reaktor mit prismatischen Brennstoffelementen ausgegangen würde.

Die dergestalt definierten Reaktoren stellten gegenüber den bereits vorhandenen Anlagen eine Extrapolation nach Leistung und Temperatur dar. Hieraus folgt, daß eine Reihe von Entwicklungsarbeiten durchgeführt werden müssen, ehe sie den gestellten Anforderungen genügen können.

Diese Entwicklungsarbeiten dürfen aber nicht in ihrer Gesamtheit allein diesen Anwendungsfällen belastet werden. Die Probleme der Leistungsextrapolation stellen sich grundsätzlich für alle Kraftwerke zur Stromerzeugung, und die Fragen der Temperaturextrapolation ergeben sich zum Teil, wie im Falle des Methan-Verfahrens (900°C), auch bei Kernkraftwerken mit Direktkreislauf.

Ausschließlich auf den betrachteten Anwendungsfall bezogen sind dagegen die Probleme, die sich bei Verwendung fester Reduktionsmittel ergeben; hier dürften Forschungsarbeiten für den Temperaturbereich von 1200°C zumindest in absehbarer Zukunft für Zwecke der Stromerzeugung nicht erforderlich sein.

Mögliche Wärmeübertragungseinrichtungen

Für die Übertragung der Wärme aus dem Kühlmittel des Kernreaktors an die wärmeverbrauchenden chemischen Reaktionen sind die Reduktionsprozesse mit Methan bzw. mit festen Reduktionsmitteln getrennt zu behandeln.

Bei Verwendung von Methan erlaubt die Temperaturhöhe (max. Wandungstemperatur ca. 850°C) und die Tatsache, daß an den Wärmeübertragungswänden ein Druckunterschied von höchstens 20 at besteht, den Einsatz von Röhrenwärmeaustauschern fast konventioneller Bauart, wenn auch hinsichtlich der speziellen Ausführungsform besondere Konstruktionen verwendet werden müssen. Für die Wandungen können bekannte Stahlqualitäten auf der Basis von Nickel, Chrom und Molybdän herangezogen werden.

Bei Einsatz von Kohle als Reduktionsmittel liegen gegenüber Methan wesentlich ungünstigere Verhältnisse vor. Die höchsten Wandtemperaturen liegen bei etwa 1200°C , zudem muß - abgesehen von Spezialausführungen - mit beträchtlichen Druckgefällen an den Wärmeübertragungswänden gerechnet werden. Diesen Anforderungen könnte beispielsweise durch Verwendung von keramischen Wärmeübertragungswänden auf Siliziumkarbid- oder Korundbasis entsprochen werden. Günstiger erscheint die Verwendung von flüssigem Blei als Zwischenwärmeübertragungsmedium mit direkter Wärmeübertragung vom Blei an das Reaktionsgemisch. So ist zu erreichen, daß in dem Wärmetauscher praktisch kein Druckgefälle an der Wärmeübertragungswand auftritt. Auf diese Weise wird der Einsatz von pyrolytisch gedichtetem Graphit denkbar. Ferner ermöglicht die direkte Wärmeübertragung im Reaktionsgefäß die Erstellung großer Reaktionsräume ohne Einbau von inneren Wärmeübertragungsorganen.

Eignung verschiedener Reduktionsmittel

Für das Methanverfahren kommen praktisch alle Erdgasqualitäten, sowie Raffinerieabgase und bei weiterer Entwicklung auch flüssige Kohlenwasserstoffe in Frage.

Wegen der Abschätzbarkeit der Reduktionsapparatur wurde bei der Verwendung der festen Reduktionsmittel zunächst Koks in Stückform zugrunde gelegt. Es sind aber keine unüberwindlichen Schwierigkeiten zu erwarten, wenn anstelle von Koks bituminöse Brennstoffe eingesetzt werden. Auch die zunächst gemachte Voraussetzung, das Reduktionsmittel grobstückig einzusetzen, kann durch andere bekannte Verfahren beseitigt werden.

Damit sind grundsätzlich alle fossilen Reduktionsmittel für die Verwendung von Kernreaktorwärme geeignet. Ausschlaggebend ist lediglich der Wärmepreis im Reduktionsmittel und ggf. der Aschegehalt und die Aschezusammensetzung.

Nachgeschaltete Energieerzeugung.

Für die Eisengewinnung kann jeweils nur ein bestimmter Temperaturbereich des Reaktorkühlmittels ausgenutzt werden. Beim Methanverfahren ist dies der Temperaturbereich über etwa 750°C, beim Verfahren mit festen Reduktionsmitteln der Bereich über etwa 900°C.

Die Gesamtwirtschaftlichkeit des nuklear/siderurgischen Hüttenwerkes erfordert es, daß die Wärme des Reaktorkühlmittels unterhalb der angegebenen Temperatur weiter ausgenutzt wird. Dies erfolgt in der Hauptsache durch Erzeugung elektrischer Energie.

Beim Methanverfahren ist ein konventionelles, nuklearbeheiztes Dampfkraftwerk vorgesehen, beim Verfahren mit festen Brennstoffen eine Heliumturbine. Die thermische Leistung des Kernreaktors verteilt sich im ersteren Fall zu 33% auf

die direkte Wärmeausnutzung und zu 67% auf die Stromerzeugung einschließlich Eigenverbrauch des Reaktors. Im zweiten Fall beträgt das Verhältnis 35% zu 65%.

Beim Methanverfahren ergibt sich hierdurch für das nuklear/siderurgische Hüttenwerk eine überschüssige Leistung von etwa 240 MW_e . Es ist zweckmäßig, für die günstigste Verwendung dieses Überschusses andere energieintensive Verfahren, wie z.B. die Gewinnung von Aluminium oder Ferrolegierungen an das Hüttenwerk anzuschließen. Auch sollte in Erwägung gezogen werden, ggf. dem nuklear/siderurgischen Hüttenwerk Schrott von außen zuzuführen und mit dem billigen Überschußstrom einzuschmelzen.

Im Fall der Verwendung von festen Reduktionsmitteln beträgt der Leistungsüberschuß etwa 110 MW_e . Auch hier bieten sich die o.a. zusätzlichen Stromverbraucher an.

Die Wirtschaftlichkeit des nuklear/siderurgischen Hüttenwerks

Die Wirtschaftlichkeit der in dieser Studie besprochenen Verfahren ist nur von einer bestimmten Durchsatzleistung an gegeben, die in der Hauptsache von der wirtschaftlichen Mindestgröße der Kernenergieanlage bestimmt ist. Diese wirtschaftliche Mindestgröße liegt bei etwa 1500 MW_{th} . Eine Erhöhung dieser Leistung auf etwa 3000 MW_{th} ergibt voraussichtlich eine Kostenverminderung der thermischen Energie von etwa 10%.

Der Wirtschaftlichkeitsvergleich erstreckt sich auf der siderurgischen Seite auf die beiden Reduktionsmittel Methan und Steinkohlenkoks, wobei im letzten Fall die Verbesserungen bei Einsatz bituminöser Brennstoffe, insbesondere von Braunkohle, diskutiert wurden. Zum Vergleich wurde das konventionelle Hochofen-Blasstahl-Verfahren herangezogen. Der Vergleich wurde bis zum flüssigen Rohstahl durchgeführt, da zugrunde gelegt werden konnte, daß die nachfolgenden Anlageteile keine

wesentlichen Unterschiede aufweisen. Es wurde lediglich berücksichtigt, daß für die nachgeschalteten Anlageteile bei dem nuklear/siderurgischen Werk verringerte Kosten für den elektrischen Strom einzusetzen sind.

Ein Wirtschaftlichkeitsvergleich bis zum ausgebrachten Eisenschwamm wurde bei der Heranziehung des Drehofenreduktionsverfahrens durchgeführt. Letzteres wurde gewählt, weil das Drehofenverfahren unter den großtechnisch eingeführten Eisenschwammverfahren zu kostengünstigsten Ergebnissen führt und die vorliegenden technischen Daten am ehesten eine Abschätzung im Maßstab großer Hüttenwerke ermöglichen.

Für die Anlagekosten und Betriebskosten der Kernreaktoranlage liegen extrapolierte Daten von seiten der projektierenden Firmen vor. *) Bei den Wärmetauschern und der Reduktionsanlage auf der Basis Methan konnte man sich weitgehend auf bekannte Daten ähnlicher Anlagen insbesondere der petrochemischen Industrie abstützen. Demgegenüber sind die Anlage- und Betriebskosten der Reduktionsanlage mit festen Reduktionsmitteln mit gewissen Unsicherheiten behaftet, da es sich hier um technologisches Neuland handelt. Dieser Unsicherheit wurde durch beträchtliche Sicherheitszuschläge entsprochen. Sie lassen die Möglichkeit offen, daß bei einer Realisierung günstigere Werte erzielt werden. Die obigen Einschränkungen gelten auch für den Wärmetauscher Helium gegen Blei.

Bei den Kostenangaben für die allgemeinen Werksanlagen, wie Kaianlagen, Lager, Transporteinrichtungen, soziale Einrichtungen, Werksstraßen usw. wurden Erfahrungen herangezogen, die in letzter Zeit beim Bau großer italienischer Hüttenwerke gewonnen wurden. Desweiteren wurden die entsprechenden Erfahrungswerte deutscher anlagenbauender Gesellschaften berücksichtigt. Schließlich konnten die Ratschläge der EGKS bei der Erstellung dieser Kostenangaben herangezogen werden.

*) Obwohl der Übergang zu höheren Temperaturen technisches Neuland bedeutet, wurde bei der wirtschaftlichen Bewertung von Sicherheitszuschlägen für die Energiepreise abgesehen.

Bei den Vergleichsangaben für ein konventionelles Hüttenwerk gleicher Größe und für eine Eisenschwammanlage nach dem Drehofenreduktionsverfahren wurde davon ausgegangen, daß sich auch diese Technologien innerhalb der nächsten 1 1/2 Jahrzehnte weiterentwickeln werden und es mußte dementsprechend berücksichtigt werden, daß die Anlage- und Betriebskosten gegenüber den heute gültigen Daten für den Vergleich entsprechend zu vermindern sind. Die Tabelle 31 enthält den Vergleich der Anlagekosten für die verschiedenen Verfahren, Tabelle 30 den Vergleich der Herstellungskosten pro t flüssigen Rohstahl bzw. pro t Eisenschwamm.

Empfehlungen zur Verwertung der Studie

Die Gegenüberstellung der Wirtschaftlichkeit der in dieser Studie behandelten Verfahren und der konventionellen Stahlerzeugung zeigt, daß in einem nuklear/siderurgischen Hüttenwerk Stahl voraussichtlich billiger hergestellt werden kann als nach den konventionellen Methoden.

Die Verfasser der Studie werten dieses Ergebnis mit allem Vorbehalt und sind sich darüber im klaren, daß im gegenwärtigen Zeitpunkt aufgrund der vorliegenden experimentellen Daten und der notwendigerweise erforderlichen Bewertung der Entwicklungsmöglichkeiten an verschiedenen Stellen dieser Arbeit Kritik ausgeübt werden kann und muß. Diese Studie soll deshalb hauptsächlich verstanden werden als eine Anregung, auf diesem grundsätzlich als aussichtsreich anzusehenden Entwicklungsgebiet weiterzuarbeiten und durch nachfolgende experimentelle Arbeiten größeren Ausmaßes gesicherte Grundlagen für weitere Wirtschaftlichkeitsprognosen zu schaffen.

Eindeutig steht hinsichtlich der erzielbaren Wirtschaftlichkeit die Verwendung von Methan als Reduktionsmittel vorn. Es folgen Braunkohle, Steinkohle und Koks in jeweils größerem Abstand.

Unter der Berücksichtigung, daß bei der Verwendung von Methan als Reduktionsmittel die einzusetzenden Technologien konventioneller und deshalb weniger unsicher sind als bei der Verwendung von festen Reduktionsmitteln, deuten diese Ergebnisse klar darauf hin, daß man sich bei den weiteren Arbeiten auf diesem Gebiet vor allem mit dem nuklear/siderurgischen Hüttenwerk auf der Basis von Methan beschäftigen soll. Es wäre gleichzeitig wünschenswert, daß man hierbei solche verfahrenstechnischen Schritte bevorzugt, die zu einem späteren Zeitpunkt die Extrapolation auf die Verwertung fester Reduktionsmittel zulassen.

Die vorliegende Studie mußte Material verschiedenster Richtungen, das an verschiedenen Orten unter voneinander abweichenden Bedingungen erarbeitet wurde, zusammenfassen. Die erarbeiteten Daten stellen deshalb in verschiedenen Bereichen Mittelwerte dar, die möglicherweise Veranlassung zu abweichenden Anschauungen geben, wenn man sich auf eng umrissene Standortbedingungen und ortsbezogene Daten bezieht.

Es darf aber festgestellt werden, daß wegen der gleichmäßigen Behandlung aller Teilbereiche dieser Studie solche Einwände und Veränderungsmöglichkeiten der Ergebnisse für alle diese Teilbereiche gleichmäßig gelten und deshalb der Vergleich als das eigentliche Ziel dieser Studie seine Gültigkeit behält.



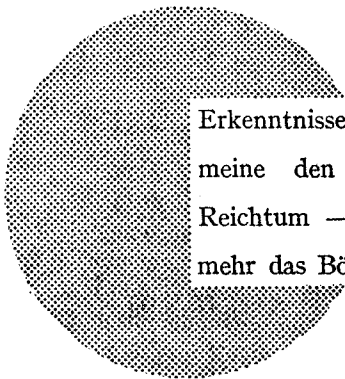
AN UNSERE LESER

Alle Euratom-Berichte werden nach Erscheinen in der von der Zentralstelle für Information und Dokumentation (CID) herausgegebenen Monatszeitschrift „euro abstracts“ angezeigt. Abonnements (1 Jahr : DM 60) und Probehefte sind erhältlich bei :

Handelsblatt GmbH
„euro abstracts“
Postfach 1102
D-4 Düsseldorf 1 (Deutschland)

oder

**Office de vente des publications officielles
des Communautés européennes
37, rue Glesener
Luxembourg**



Erkenntnisse verbreiten ist soviel wie Wohlstand verbreiten — ich meine den allgemeinen Wohlstand, nicht den individuellen Reichtum — denn mit dem Wohlstand verschwindet mehr und mehr das Böse, das uns aus dunkler Zeit vererbt ist.

Alfred Nobel

VERTRIEBSSTELLEN

Alle von der Kommission der Europäischen Gemeinschaften veröffentlichten Berichte sind bei folgenden Stellen zu den auf der ersten Rückseite des Umschlags angegebenen Preisen erhältlich. Bei schriftlicher Bestellung bitte die EUR-Nummer und den Titel, die beide auf der ersten Umschlagseite jedes Berichts stehen, deutlich angeben.

VERTRIEBSSTELLE DER AMTLICHEN VERÖFFENTLICHUNGEN DER EUROPÄISCHEN GEMEINSCHAFTEN

37, rue Glesener, Luxembourg (Compte chèque postal N° 191-90)

BELGIQUE — BELGIË

MONITEUR BELGE
40-42, rue de Louvain - 1000 Bruxelles
BELGISCH STAATSBAD
Leuvenseweg 40-42 - 1000 Brussel

LUXEMBOURG

OFFICE DE VENTE DES
PUBLICATIONS OFFICIELLES DES
COMMUNAUTÉS EUROPÉENNES
37, rue Glesener - Luxembourg

DEUTSCHLAND

BUNDESANZEIGER
Postfach - 5000 Köln 1

NEDERLAND

STAATSDRUKKERIJ
Christoffel Plantijnstraat - Den Haag

FRANCE

SERVICE DE VENTE EN FRANCE
DES PUBLICATIONS DES
COMMUNAUTÉS EUROPÉENNES
26, rue Desaix - 75 Paris 15^e

ITALIA

LIBRERIA DELLO STATO
Piazza G. Verdi, 10 - 00198 Roma

UNITED KINGDOM

H. M. STATIONERY OFFICE
P. O. Box 569 - London S.E.1

Kommission der
Europäischen Gemeinschaften
G.D. XIII - C.I.D.
29, rue Aldringer
Luxembourg